固液分离与工业水处理

刘凡清 范德顺 黄 钟 编著

中国石化出版社

固液分离与工业水处理

刘凡清　范德顺　黄　钟　编著

中国石化出版社

内 容 提 要

本书系统而全面地介绍了固液分离过程的基本理论、设计方法和生产实践；分章重点讨论了过滤与分离的典型设备及其工业应用和选用标准，列举了在化工、石油化工、电力、制药、冶金、纺织、染料、造纸、食品工业以及工业水处理等方面的最新科研成果和应用经验。

本书可供从事固液分离与工业水处理应用研究的工程技术人员阅读参考，也可作为大专院校相关专业的教学参考书。

图书在版编目(CIP)数据

固液分离与工业水处理/刘凡清等编著．
—北京：中国石化出版社，2000
ISBN 7-80164-017-9

Ⅰ．固… Ⅱ．刘… Ⅲ．①固体-液体混合物-分离-化工过程②工业用水-水处理 Ⅳ．TQ028.5

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2000)第 72598 号

中国石化出版社出版发行
北京市东城区安定门外大街 58 号
邮编 100011 电话 (010)84271859
http://press.sinopec.com.cn
北京精美实华图文制作中心排版
海丰印刷厂印刷
新华书店北京发行所经销
*
850×1168 毫米 32 开本 12.5 印张 333 千字 印 1-3000
2001 年 5 月第 1 版 2001 年 5 月第 1 次印刷
定价：24.00 元

前　言

所谓固液分离，系指从悬浮液中分离出固相和液相。迄今为止，固液分离设备(过滤机械和离心机械)已广泛应用于国民经济的各领域和许多不同的工艺过程，并能实现以下目的：回收有用固体(废弃液体)，回收液体(废弃固体)，回收固体和液体，固体和液体均不回收(例如防止水的污染)。

近年来，由于电力、石油化工、食品加工、生物工程、精细加工、环保水处理等部门中新技术的不断发展，对固液分离技术与装备提出了新的挑战和更高要求，不仅要求提供更多更新的品种和规格，而且迫切需要在分离效率上能有更大的提高。鉴于此，本书在编写过程中不仅加强了对固液分离过程的原理、设备以及与之相关的诸多重要问题的论述；而且还重点介绍了固液分离与水处理设备的工业应用以及结构设计问题。因此，本书对相关专业的工程技术人员，特别是对从事现场操作、设备设计以及试验安装和制造等方面的工程师大有裨益。

本书的许多章节曾先后在东北电力学院和北京化工大学的研究生和高年级本科生中作过专题讲座，并在国内外许多相关专业刊物(例如《工业水处理》、《过滤与分离》、《流体工程》、《化工与通用机械》、《Filtration & Separation》、《Chem.Eng.Res.Des》等)上发表过。在成书过程中，除取材于作者发表的论文以及过去编印的讲义外，还特别参考了国内外知名刊物和著作(已详尽列在书后的参考文献中)，力求反映最新的科研成果并做到理论和实践相结合。限于作者水平和经验，书中的缺点和差错在所难免，真诚希望广大读者批评指正。

作者简介

刘凡清 吉林电力学院教授，吉林省环境科学学会副理事长，吉林省环保产业协会常务理事，国家有突出贡献的中青年专家。九十年代创建飞特公司，现任上海凡清环境工程有限公司董事长、总经理。多年从事工业水处理设备的研究与应用推广。八十年代发明高效纤维过滤器，获国家发明三等奖、联合国发明创新科技之星奖，并被列为国家级重点科技新产品，取得中、美、德、芬兰、英、意、法、日等国专利。从八十年代至今发表了大量学术论文及专著，取得了较好的社会和经济效益。主要论著有《工业锅炉水处理及水质分析》、《LLY－高效过滤器的研制》、《水的预处理与活性炭的再生》、《LLY－高效过滤器滤层状态及其对过滤性能的影响》、《LLY－高效过滤器水头损失公式的推导》、《高效纤维过滤器的原理及应用》、《LLY－高效过滤器效率公式的建立》、《LLY－高效过滤器的工业应用》、《企业行为对环境的影响》等。

范德顺 北京化工大学机械工程学院副教授，化学工业机械设备标准化技术委员会委员，一直从事离心机、混合机和过滤器的教学和设计研究工作，并取得多项国家专利。主持设计的WJ－540卧式进动离心机荣获1996年北京市科学技术进步奖。主要论著有《材料力学解法技巧》、《离心机》及《实用应力分析》等，后者荣获1998年度北京市科学技术(科技专著)进步奖。

黄 钟 北京化工大学机械工程学院教授，从事应用力学的教学和研究工作。主要论著有《机械强度与刚度计算》、《材料力学解法技巧》及《实用应力分析》等，其中《实用应力分析》荣获1998年度北京市科学技术(科技专著)进步奖。

符号说明

A	面积、常数	M	质量、力矩
a	面积、常数、距离、绝对加速度	m	质量、质量比
		N	转速
B	常数、变化系数	n	指数、个数、压缩系数
b	实验常数	O	
C	滤液浓度、校正因子	P	功率
c		p	压力
D	筒径	Q	体积流量
d	粒径、直径	q	表观速度
E		R	半径、阻力
e	空隙比	r	半径
F	力、可滤性参数	S	振荡力
f	摩擦系数、分离因数	s	表面积
G	级效率	T	动能
g	重力常数	t	时间
H	总压头、滤饼层高度	U	平均速度
h	过滤层高度	u	
I	转动惯量	V	体积
i		v	速度、体积
J	轴转动惯量	W	
j		w	固体颗粒重量
K	常数、惯量比	X	
k	渗透率	x	坐标
L	长度	Y	
l	长度	y	坐标

Z

z 坐标

α 平均比阻、实验常数、角度

β 指数、实验常数、角度

γ 角度

Δ、δ 差值、孔隙直径

ϵ 孔隙度

ζ 无因次压力

η

θ 角度、时间

λ 无因次径向坐标

μ 动力粘度、摩擦系数

ν 运动粘度

ξ 压力分布函数

ρ 液体密度

Σ 当量沉降面积、求和号

σ 比沉积量

τ 环向分量

ϕ、ψ 角度

Ψ 角度、球度

Ω 角速度

ω 角速度

目　录

第一章　总论……（1）
1-1　离心分离过程的分类 ……（1）
1-2　离心机的分类及应用 ……（4）
1-3　过滤过程的分类 ……（11）
1-4　过滤机的分类 ……（13）
1-5　工业水处理 ……（17）

第二章　渗流物理和过滤理论……（21）
2-1　多孔介质及其特征量 ……（22）
2-2　孔隙度的测量方法 ……（24）
2-3　达西定律 ……（27）
2-4　滤饼的阻力与压缩性 ……（34）
2-5　过滤过程的类型 ……（41）
2-6　深层过滤的机理 ……（46）
2-7　计算过滤器压力降的主要方法 ……（54）

第三章　过滤式离心机……（60）
3-1　三足式离心机 ……（60）
3-2　离心力卸料离心机 ……（72）
3-3　反跳环式离心机 ……（82）
3-4　振动式离心机 ……（88）
3-5　控制环离心机 ……（95）
3-6　过滤式螺旋卸料离心机 ……（106）
3-7　双级活塞推料离心机 ……（108）

3-8 上悬式自动卸料离心机 …… (111)

第四章 进动离心机 …… (115)
4-1 工作原理 …… (116)
4-2 消振原理及措施 …… (121)
4-3 章动角的调节和停留时间计算 …… (130)
4-4 料层分布 …… (141)
4-5 工业应用 …… (143)
5-6 物料滑动速度的测量技术 …… (153)

第五章 沉降式离心机 …… (156)
5-1 离心沉降理论 …… (156)
5-2 管式离心机 …… (168)
5-3 盘式离心机 …… (175)
5-4 螺旋卸料沉降式离心机 …… (178)
5-5 无孔转鼓离心机 …… (181)
5-6 设备选择的影响因素 …… (183)

第六章 水力旋流器 …… (185)
6-1 旋液的流型 …… (185)
6-2 悬浮颗粒的运动分析 …… (187)
6-3 效率预测 …… (189)
6-4 压强降 …… (193)
6-5 设计参数的合理选择 …… (195)
6-6 理论能力系数 …… (199)
6-7 盘式旋流器 …… (200)

第七章 相似理论与类比设计 …… (202)
7-1 量纲分析法简介 …… (202)

7-2 相似准则 …… (210)
7-3 在固液分离中的应用 …… (212)

第八章 粒状滤料过滤装置 …… (217)
8-1 粒状介质过滤机理 …… (217)
8-2 过滤材料 …… (221)
8-3 过滤过程中的水头损失 …… (226)
8-4 滤层的清洗与配水系统 …… (229)
8-5 压力式过滤器 …… (234)
8-6 各种滤池 …… (239)
8-7 混凝过滤 …… (244)

第九章 纤维深层过滤器 …… (248)
9-1 纤维球过滤器 …… (249)
9-2 高效纤维过滤器 …… (266)
9-3 其他纤维过滤器 …… (279)

第十章 加压过滤 …… (292)
10-1 加压式转鼓过滤机 …… (292)
10-2 压滤机 …… (296)
10-3 多级旋叶压滤机 …… (312)

第十一章 真空过滤机 …… (316)
11-1 水平带式真空过滤机 …… (316)
11-2 转鼓真空过滤机 …… (321)
11-3 转盘真空过滤机 …… (328)
11-4 浓缩过滤机 …… (330)
11-5 水平回转翻盘真空过滤机 …… (333)

第十二章　过滤介质 …… (336)
12-1　过滤介质分类 …… (336)
12-2　过滤介质的选择方法 …… (351)
12-3　织物的精加工和性能试验 …… (355)

第十三章　膜分离方法简介 …… (358)
13-1　膜分离过程的传递机理 …… (358)
13-2　膜的结构特性 …… (363)
13-3　典型的膜分离设备 …… (369)
13-4　错流微滤膜分离 …… (377)
13-5　膜污染的机理及防止措施 …… (381)

参考文献 …… (385)

第一章 总 论

过滤(filtration)与分离(separation)统称为固液分离(solid - liquid separation)，它是一种重要的单元操作。人们之所以对它产生浓厚的兴趣，主要是因为，第一，固液分离装置已成为一种量大面广的通用设备，广泛地应用于国民经济的各个方面；第二，固液分离的适用领域到目前为止仍在不断扩大并显示出巨大的经济效益和社会效益。

固液分离技术的国际性活动也非常活跃，继首次世界过滤会议1974年在巴黎召开之后，1979年又在伦敦举行了第二届会议。由英国过滤学会主办的过滤技术会议和大型展览会也规定每逢奇数年举行。起初这些会议所讨论的内容范围很窄，涉及面不广；以后则面貌一新，开始涉及到适应时代发展而不断获得进步的固液分离新技术、新设备和新工艺，以及节能、资源的有效利用以及环保等社会呼声很高的课题。为适应社会上不断高涨的降低能耗的要求，目前迫切需要开发高分离速度、高脱水度、高分离精度的高性能固液分离技术。

作为总论，本章首先介绍固液分离概况以及离心机和过滤机的分类和应用，在以后诸章将对它们进行比较深入的专论。

1-1 离心分离过程的分类

借助离心机所产生的离心力场来分离非均相物系，是一种极为有效的方法，并称之为离心分离，它是许多新的工业过程的基础。离心分离方法可以相当精确和迅速地分离极不相同的非均相液态物系，例如原油和聚氯乙烯树脂悬浮液、润滑油和铵盐、煤泥和淀粉悬浮液、变压器油和酵母悬浮液。

一般来说，工业悬浮液和矿浆可以用两种方法进行离心分离：第一种方法是采用分散相的体积力(离心惯性力)进行分离；第二种方法则是利用分散介质和部分分散相的体积力进行分离。第一种情况所使用的设备为无孔转鼓离心机，而第二种则采用有孔转鼓离心机。

尽管离心力场的特性决定了这些过程间存在着重大差异，但仍可将无孔转鼓的分离与重力场中的澄清过程相比，有孔转鼓的离心分离可与矿浆等的过滤或压滤过程进行类比。

采用无孔转鼓离心分离悬浮液和矿浆的过程又可以分为离心澄清和离心沉降。前者是指借助于离心机来有效地清除液体中含有为数不多(小于5%)杂质的过程。这一过程可以视为在离心力场作用下液体中固相颗粒的自由沉降。例如，从清漆和润滑油中清除污垢和杂质，以便使清漆和润滑油再生；从丁醇中离析氧化钛以及从液体中分离出细菌等均可称作离心澄清。

离心沉降则是分离含有大量固相的悬浮液的过程，例如从煤泥中分离出水分，从污水中离析出固相等都属于离心沉降过程。离心沉降一般分为三个过程：(1)固相沉降；(2)沉渣压实；(3)从沉渣孔隙中部分清除液体。

采用有孔转鼓离心分离悬浮液和矿浆的过程称为离心过滤。它是靠离心惯性力场的作用而实现固液分离的。在一般情况下，它可分为下列三个过程：(1)过滤和形成滤渣，即在液体通过离心机转鼓多孔壁时将悬浮于液体的颗粒分离出来；(2)从所形成的滤渣中压出液体；(3)从滤渣中排除由分子力所保留的那部分残余液体。

形成滤渣的离心过滤与普通过滤极为相似，过滤后即能从滤渣中压出液体并同时将滤渣压实，然后再排除颗粒各接触处以及颗粒表面所剩余的液体。例如，从洗涤液中分离间硫氮杂茚硫醇和从母液中分离亚硝基酚就是经过上述三个过程的离心过滤的实例。

由挤压与离心分离薄膜液体和毛细管液体所组成的过程称作离心挤压，例如硫酸铵的离心分离过程。只进行排除薄膜液体和毛细管液体的过程则称作离心干燥。在此情况，除薄膜液体和毛细管液体被排除外，液体也会因蒸气被流经转鼓壁的空气流带走而蒸发。

通常将乳浊液的离心分离称为乳浊液分离，其目的在于分离乳浊液或者将其浓缩。这一过程是在无孔转鼓中进行的，相当于在重力场中澄清乳浊液。从润滑油中将水分分离掉就是这种过程的一个典型实例。

上述离心分离过程的分类，可通过图 1－1 进行演示。

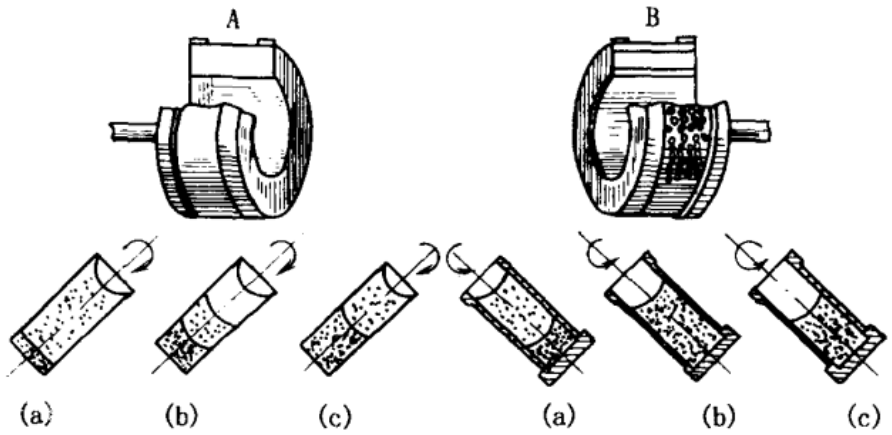


图 1－1　离心分离过程分类示意

A—无孔转鼓的离心分离(a)澄清；(b)和(c)离心沉降(固相沉降和压实沉渣)

B—有孔转鼓的离心分离(离心过滤)(a)形成滤渣；(b)压实滤渣；

(c)排除薄膜液体和毛细管液体

与其他工艺过程的分类一样，离心分离过程也可以分为间歇式、连续式和混合式三种。

对于间歇式，其各个阶段或工序是在一台设备或机器上，但在不同时间中实现的。间歇离心分离时，从装料到卸料的时间间隔中，液相不断地从旋转着的转鼓中排出。间歇过程的某些参数(例如过滤速度、废液的固相浓度等)随时在变化。

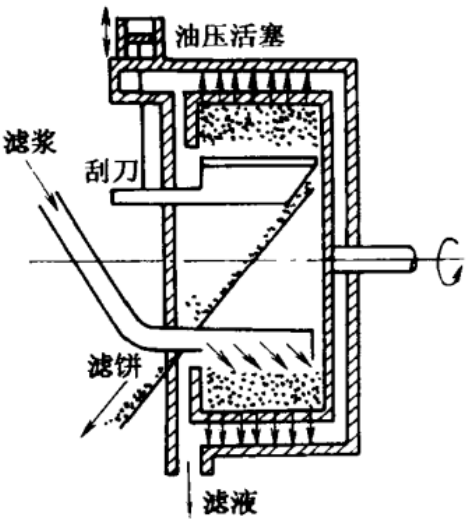


图 1－2　卧式刮刀卸料离心机

采用卧式刮刀卸料离心机(图 1－2)分离浓缩过的悬浮液，就是一个典型的间歇式离心分离过程。在缓慢旋转时，将物料装入离心机转鼓，然后使转鼓的转速达到最大值。当转鼓作等速旋转时，实现离心分离和洗涤产品。最后，制动转鼓，利用刮刀或刮板将滤渣从鼓壁上刮下。然后再重新重复这一生产循环。

对于连续式，其特点是所有各阶段同时进行，状态稳定和连续地卸出最终产品。在理想情况下，由于物料在转鼓任何一点或任何截面上状态都是稳定的，所以在过程进行的全部时间里有关参数或物理量始终保持不变，此时转鼓的转速是恒定不变的。离心机连续和断续地卸出由分离所得的产品，而且其生产能力和过程速度一直保持不变。例如，用螺旋卸料沉降离心机处理悬浮液，用碟片式分离机和管式高速离心机分离乳浊液就都是这种连续离心分离过程的典型代表。

用间歇地从周边将聚集于转鼓的沉渣卸出的碟式分离机连续澄清液体，可视为混合离心分离过程的例子。还可以将采用管式高速离心机澄清液体看作是混合离心分离过程，它在很长时间中连续地澄清液体而在间歇停车时卸出沉渣。

1－2　离心机的分类及应用

按传统的分类方法，可将离心机分为过滤式和沉降式两大类，这两类又可按其出料方式或结构特征分为不同类型，如表 1－1和表 1－2 所示。

表 1-1　过滤式离心机类型

型式 / 用途		刮刀卸料		活塞推料		螺旋卸料	离心力卸料	振动卸料
		立式	卧式	单级	多级			
适用范围	分级	×	×	×	×	×	×	×
	浓缩	×	×	×	×	×	×	×
	澄清	×	×	×	×	×	×	×
	脱水	○	○	○	○	○	○	○
	滤并洗涤	○	○	△	○	△	△	△
	结晶破碎	○	△	○	○	△	○	○
	固-液分离	×	×	×	×	×	×	×
	固-液-液分离	×	×	×	×	×	×	×
分离因数		<1500	<1500	<700	<1000	<1500	<2000	<100
主要用途		砂糖、葡萄糖分离、一般化学、食品工业脱水分离	石膏脱水、淀粉分离、一般化学、食品工业脱水分离	尿素、食盐、硫铵等的脱水	尿素、食盐、硫铵等的脱水　洗糖的脱水	硫铵、芒硝、食盐、尿素的脱水	葡萄糖、砂糖分离　硫化铁、石膏脱水	煤粉分离

表 1-2　沉降式离心机类型

型式 / 用途		碟式			管式	撇液式	螺旋卸料	
		人工排渣	活塞排渣	喷嘴排渣			圆锥形	圆柱形
适用范围	分级	△	△	△	△	△	△	△
	浓缩	△	○	△	○	△	△	△
	澄清	○	○	○	○	△	△	○
	脱水	×	×	×	×	△	○	○
	滤并洗涤	×	×	×	×	△	△	△
	结晶破碎	×	×	×	×	△	△	△
	液-液分离	○	○	○	○	×	×	×
	固-液-液分离	△	○	○	△	△	×	×
分离因数		6000~8000	6000~8000	3000~8000	<15000	<1000	<4000	<4000
主要用途		动植物油的精制，矿物油的精制，奶油分离		菌体分离，淀粉乳浓缩	动植物油、矿物油的精制，果汁澄清	淀粉乳精制，废弃物分离	合成树脂脱水，煤粉分离	下水污泥脱水，废水污泥脱水

注：○：最适用　△：可适用　×：不适用

除表 1－2 所列的沉降离心机外，旋液分离器也属离心沉降的一种装置，近年来它已广泛应用于化工、冶金、医药及食品等工业领域，而且结构简单、价格便宜，本书将在第六章作简要介绍。

离心机所产生的离心力场的加速度 $\omega^2 r$ 很能代表离心机的特点，但在实践中便于探讨的却不是这个值，而是它与重力加速度 g 的无因次比

$$F_r = \omega^2 r / g$$

即所谓离心机的分离因数。

加大角速度 ω（被迫缩小转鼓半径 r 时）在实践中可以取得分离因数的最大值。当然，ω 和 r 取决于离心机的结构特性。增大分离因数就必然会对与强度条件和稳定性条件等有密切关联的结构提出特殊要求。

在工程上常习惯于用诺模图（图 1－3）来计算分离因数 F_r。图中 D 表示转鼓直径，单位取米；n 表示转速，单位为每分钟转数；$v = \pi n/30$ 表示环向速度，单位取米/秒。例如，若已知转鼓直径 $D = 800\text{mm}$，转速 $n = 1100\text{min}^{-1}$，则从图 1－3 立即可查找得此离心机的分离因数 $F_r \approx 540$，环向线速度 $v \approx 46\text{m/s}$，故使用起来非常方便。

由于分离因数 F_r 的大小常常决定着离心机的结构特点，故按此也可有条件地将离心机分成两类：常速离心机（$F_r < 3500$）和高速离心机（$F_r > 3500$）。

在所有固液分离设备中，连续操作的离心机堪称最佳技术和最经济的选择。因为它们可以从大量物料中脱去水分，使最终的湿含量尽量降低，且只需要较小的占地空间、能源和时间。选择合适的离心机可以显著地降低干燥费用，甚至于不通过干燥就能达到或超过用户所要求的湿含量。

本书在下文所介绍和讨论的各种离心机，可为读者正确选型提供合理化建议，以期获得最大的社会效益和经济效益。

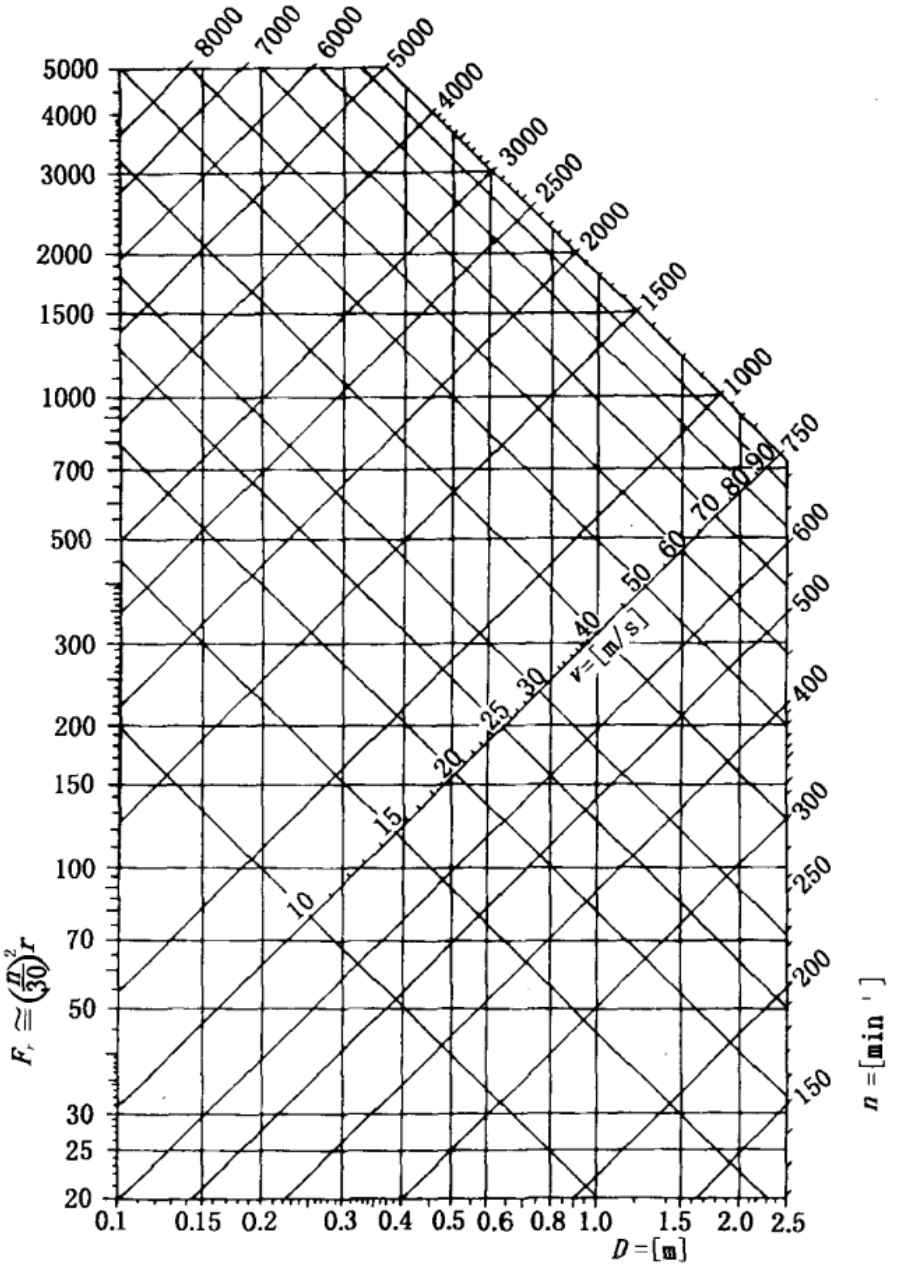


图 1－3　计算分离因数 F_r 的诺模图

(1)过滤式螺旋卸料离心机

在所有的连续操作离心机中，用途最广泛的莫过于过滤式螺旋卸料离心机(Worm/Screen Centrifuge)。在这种离心机内，截留在筛网上的物料，在转鼓的倾斜角和具有很小差转速的螺旋作用

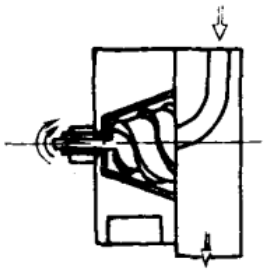


图 1-4　过滤式螺旋卸料离心机

下，从小直径端被传送至大直径端而卸料。对于不同的物料应取不同的转鼓倾角，这样就可以成功地对各种不同的母液进行固液分离(图 1-4)，如短纤维棉毛、冷凝的冰晶体或塑料颗粒，还特别适用于不同密度的盐晶体，如果需要可进行水冲洗，根据不同的操作条件，可在转鼓上设置槽网或孔板。

(2)双级活塞推料离心机(Pusher Centrifuge)

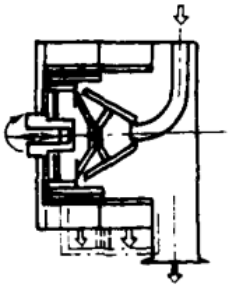


图 1-5　双级活塞推料离心机

活塞推料式离心机是一种非常坚固耐用的连续操作离心机，它为双级操作(图 1-5)故具有很高的操作可靠性。固相物料被楔型金属丝网的转鼓以饼状形式截留，轴向的推动运动将滤饼传送至排液口。在允许物料磨损较大、滤液中可有极少量的固体损失，以及具有较好的冲洗条件的情况下，使用该机型最为合适。迄今为止，活塞离心机不仅应用于粗颗粒产品的分离，在某些条件下还能分离颗粒直径小于 30μm 的物料。此外，目前已发展了一种能处理像甜菜和蔗糖等高粘度糖浆的专用大直径活塞推料离心机。

(3)阶梯转鼓离心力卸料离心机

这种离心机特别适用于粒径大于 0.5mm、粒径分布比较均匀的固体物料的脱水。物料在这种多级台阶型筛篮(图 1-6)上移动时，将会出现松散和再分配的过程，因而要比无阶梯转鼓的出料湿含量低得多，所带来的经济效益是十分可观的。

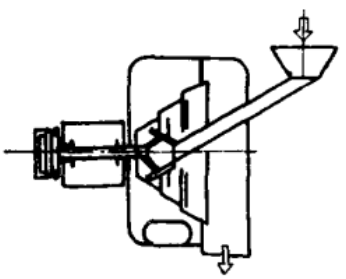


图 1-6　多级台阶型转鼓结构

与转鼓一起旋转的挡板可以防止物料越级跳动。尽管每个粒子在离心机中的停留时间非常短，但最终的湿含量有的可降低至 0.01%。

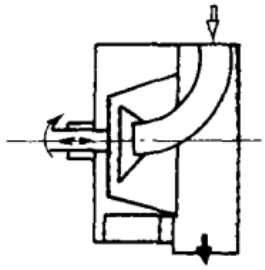


图 1－7　振动卸料离心机

(4)振动卸料离心机

这种离心机(包括轴振式和扭振式)具有很高的处理能力，可达 350t/h。被截留在筛网上的物料，在大于旋转运动的轴向振动作用下，从小直径端传送至大直径端而卸出(图 1－7)。由于这种传输方式在离心力较大时失效，故轴振式离心机最适合于处理容易脱水达到预期湿含量的物料。处理物料的粒度一般大于 0.2mm，筛网缝隙约为 0.25～0.4mm，主电机功率为 7～28kW，最大可达 55kW。所以，按其功耗看，该机单位产量的能耗还是比较低的。

(5)沉降式螺旋卸料离心机

沉降式螺旋卸料离心机(图1－8)主要应用于从较小密度的液体中分离出精细固体粒子的情况。固体粒子在液体中形成沉淀，而不是像有筛网的离心机那样被筛网截留。

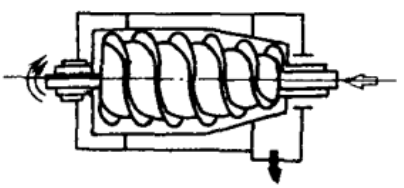


图 1－8　沉降式螺旋卸料离心机

添加絮凝剂可以提高沉降速度，在转鼓的锥形段，沉淀的物料由螺旋传至小直径端排出，而澄清的液体则在转鼓的圆筒形段流经可调节的挡板排出。螺旋沉降离心机可视为沉降式和筛网式离心机的组合，它有一筛网部分，用以进一步脱水，通过筛网的物料可以进入进料口循环操作。

由于离心机的分离因数 F_r 可从几十至几万的量级，故其能分离的物料越来越多，用途越来越广。例如，从能源开发到环境保护，从各种加工工业到人们日常生活的各行各业中都能找到它的应用。为了方便读者，可按其工艺上的一些通用性能，概括成表 1－3 和表 1－4 供选用者参考。

表 1－3　过滤式离心机的应用范围

悬浮液性质	连续卸料			间歇卸料			
	离心力卸料	振动卸料	螺旋卸料	活塞推料	刮刀卸料		人工卸料
					卧式	立式	
固相粒度/μm 最小值 最大值	 250 10000	 500 10000	 150 500	 40 5000	 20 2000	 20 1000	 10 1000
固相浓度(以重量%计)	40～80	40～80	25～75	15～75	10～50	5～20	2～10
形成一厘米厚滤饼需要的时间/(s/cm)	0～3	0～3	1～5	1～10	3～20	10～30	20～60
每小时固相的生产能力/(t/h)	5～40	5～150	1～150	0.5～50	0.25～20	0.1～5	0.1～1
洗涤性能	中	劣	中	良	良	优	优
卸出滤饼情况	干粒状	干粒状	干粒状	干粒状	干粒状	干硬粒	膏状
滤液的澄清度	中	中	劣	良	良	优	优

表 1－4　沉降式离心机的应用范围

悬浮液性质	连续卸料		间歇卸料			
	卧螺	喷嘴排渣碟式分离机	人工排渣碟式分离机	活塞排渣碟式分离机	其它形式沉降离心机	管式
固相粒度/μm 最小值 最大值	 2 20000	 5 500	 5 500	 5 500	 5 20000	 1 100
固相浓度(以重量%计)	5～50	6～25	≤1	1～10	1～5	<1
生产能力(最大物料通过量)/(m^3/h)	60	200	75	60	15	3
排渣容积/L	–	0.4～16	0.2～16	0.4～16	70以上	2～5.25
洗涤可能性	有限	有限	不能	不能	不能	不能
卸出滤渣状况	半流态	流态	密实	流态	密实	密实

1－3　过滤过程的分类

由于过滤操作属于流动过程，因此按物理学的观点看，它可作为复相流体通过多孔介质的流动过程。这个过程的显著特点是：①这种流动属于极慢运动或称滞流运动，影响这种流动的因素可归纳为宏观的流体力学因素(诸如过滤介质特性、滤饼结构、压力降以及滤液粘度等)和微观物化因素(如电动现象、毛细现象以及絮凝现象等)两大类；②由于悬浮液中的固相粒子要连续不断地沉积在介质内部孔隙中或介质表面，故沉积在介质表面的滤饼将会不断受到压缩，并随着过滤过程的进行而不断增加流动阻力。

工业上，通常将过滤过程分为两大类：滤饼过滤和深层过滤。图1－9演示了这两种不同的过滤方式：(a)滤饼过滤(又称表面过滤)——滤浆通过过滤介质后，固相粒子被介质截留并在介质表面形成一层厚度仅有几毫米的滤饼，它对流动所产生的阻力远大于过滤介质的阻力；(b)深层过滤——在介质表面不形成滤饼，固相粒子被截留于介质内部的孔隙。深层过滤通常应用于料浆浓度极稀(体积浓度低于0.1%)、固体粒子粒径极细的场合，如空气的净制、饮用水净化以及从电力、钢铁、轻工、食品、石油化工等行业的废液中除去极细固相粒子均属于此类过滤。

目前所使用的深层过滤器，大多采用0.4～2.5mm的粒状滤料，主要有石英砂、破碎的无烟煤、石榴石、平板石、活性炭；最近又有聚苯乙烯发泡塑料珠、玻璃珠、核桃壳和陶粒等。这些过滤器按滤料分类有单层和多层过滤器；按流动方式分类有下流式、上流式、平流式及双向流式过滤器；按操作及反洗方式分有虹吸过滤器、无阀压力(多阀)过滤器和移动床(连续)过滤器等。

最早的单层过滤器只用单一粒径的滤料来进行过滤，这样过滤器滤料的下层就不能很好地发挥作用。后来又采用了级配粒径，即使水流从粗颗粒流向细颗粒，这样不仅使滤层充分发挥作

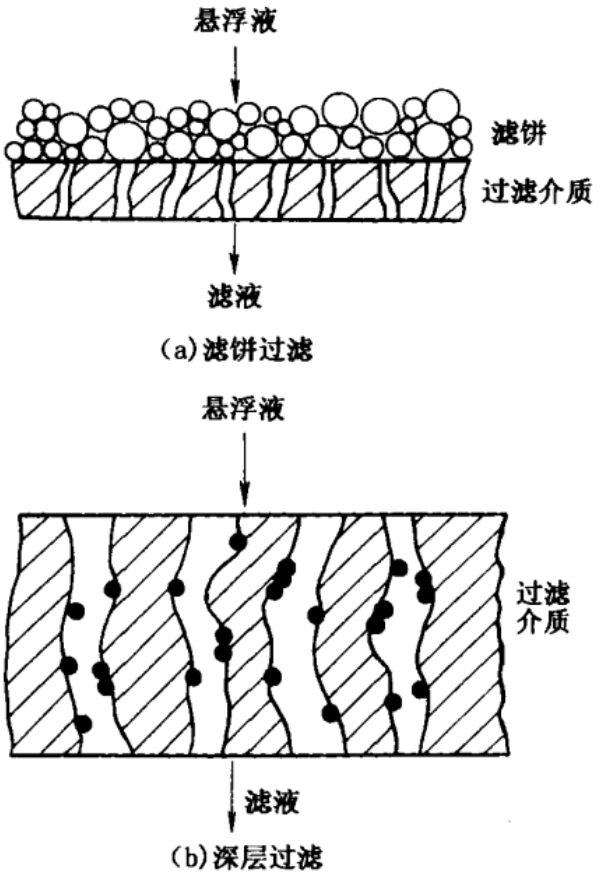


图 1-9　两种不同的过滤方式

用，还可提高滤液质量，但反洗时易反混。

多层过滤器是将粒径大而密度小的滤粒铺于上层，而把粒径小比重大的滤粒放在下层，这样反冲洗时就不易反混，过滤时整个滤层都能发挥作用，减少了过滤阻力。例如，美国 Serckbaker 公司的 HRD－396－DA 型双层滤料过滤器，处理后悬浮固体含量为 1mg/L，悬浮物颗粒直径在 1μm 以下，过滤器的底层是垫料为 8～12 目的石榴石，中间的工作滤料为 30～40 目的石榴石，相对密度为 4.5，顶部的工作滤料为无烟煤，相对密度为 1.6。它的主要技术参数为：过滤面积 69.4m^2，单罐设计流量 70m^3/h（最大流量 104.3m^3/h），最大工作压力 826kPa，额定压力损失 172kPa，显示了优良的过滤效果。

富有弹性的纤维材料作为过滤介质，在深层过滤的应用上给

传统的深层过滤技术注入了新鲜血液，使之焕发出勃勃生机，这就是近年来出现的纤维球过滤器和纤维束过滤器，例如英国 HW 型碳纤维过滤器以及我国的 LLY 高效过滤器就是这方面的杰出代表。关于这方面的专题论述，详见第八章和第九章。

1－4　过滤机的分类

用于过滤操作的设备，为适应生产中工艺流程的不同要求，通常有多种形式的过滤机可供选择。尽管过滤机的分类方法有多种，但一般还是习惯于按照过滤推动力的不同类别，而将过滤机分为以下三大类(表 1－5)。其中最为通用的几种过滤设备先在下文作一简要说明。

(1)板框压滤机

这是一种间歇式加压过滤设备(图 1－10)，它由多块带棱槽的滤板和滤框交替排列组装而成。在滤板和滤框的四角开有圆孔，可作为供滤浆、滤液和洗涤液进出的通道。在板框之间夹置滤布，滤液穿过两侧滤布后经滤板导出，而滤饼则留在框内。这种设备结构简单，过滤面积大，并可采用较高压差，因而能适应各种物料和处理量的要求。其缺点是板框拆装和清除滤饼的劳动强度较大。

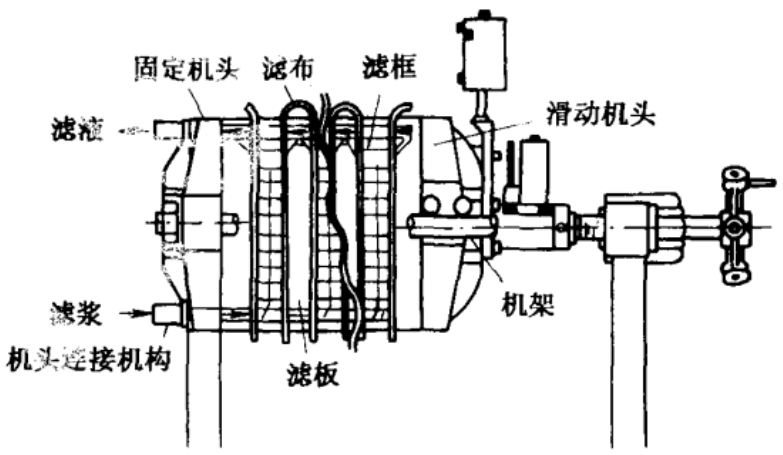


图 1－10　板框压滤机

表 1-5　过滤机的分类

过滤推动力	操作	过滤面结构类型			卸料方式
真空	连续	转鼓型	外滤面	有格式	刮刀,绳索,绕带,辊子
				无格式	
			内滤面		
			顶部加料		
			预敷层		
		圆盘型			
		平台型			
		转盘翻斗型			
		水平输送带型	真空盒固定式		
			真空盒移动式		
			卸料辊平移式		
	间歇	滤叶型	水平,立式		
加压	连续	转鼓型			
		圆盘型			
		滤叶型			
	间歇	板框型			
		厢室型	包括带有挤压膜的凹板型		
		滤叶型	水平,立式		
		圆管型	包括多孔管,微孔滤膜等		
	具有机械压榨设施的: 辊带型 V形盘型 螺旋型				
重力	砂滤层				

(2)转鼓真空过滤机

这是一种采用真空吸滤的连续式过滤机。它的主要工作部件是一个水平安装的空心转鼓(图 1-11)，其内分成若干扇格，而滤布则覆在转鼓表面，转鼓的下半部浸于滤浆槽中。当转鼓以 0.1~3r/min 的速度旋转时，就会使各扇格依次进行过滤、洗涤、脱水和卸渣等操作。因整个操作过程自动连续，故很适用于处理量大、浓度高且易于过滤的滤浆，其典型生产流程如图 1-12 所示。

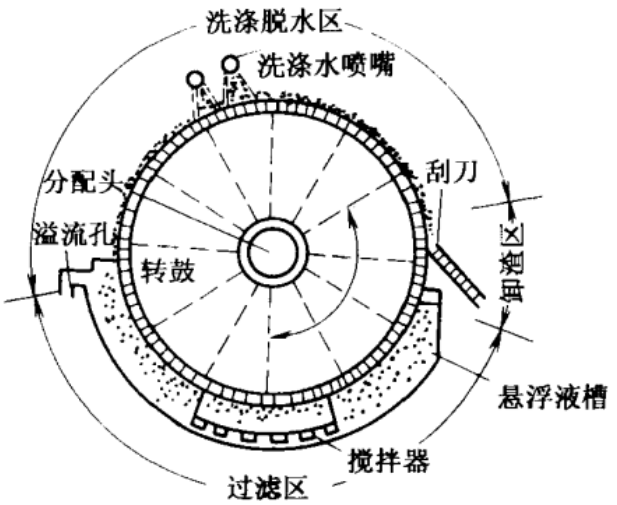


图 1－11　转鼓真空过滤机的工作部件

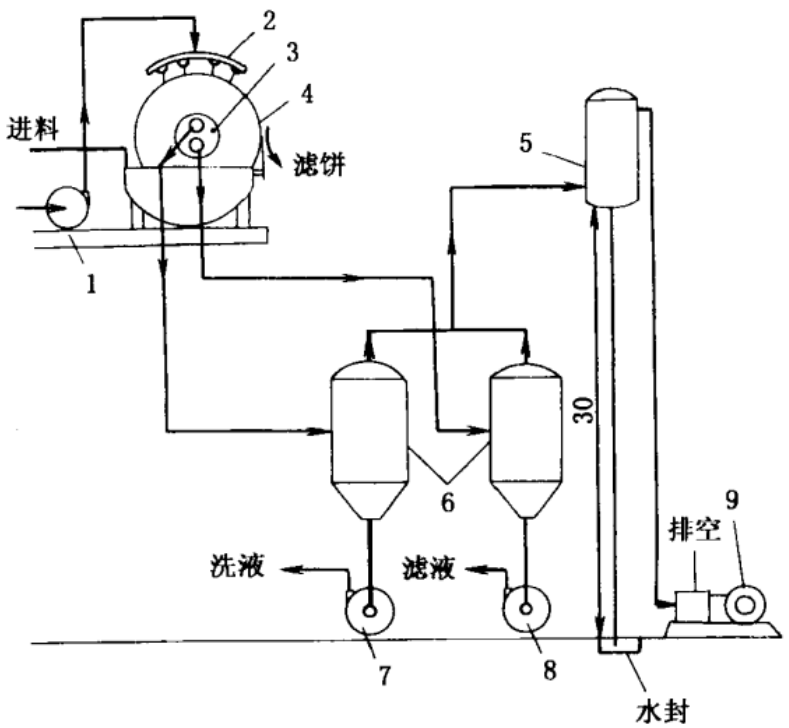


图 1－12　转鼓真空过滤机的流程

1—洗涤泵；2—洗涤喷头；3—空气接口；4—过滤机；5—除雾器；6—贮罐；7—洗液泵；8—滤液泵；9—真空泵

(3)转台真空过滤机

这是一种上加料式的连续真空过滤机，工作部件是一缓慢旋转的水平滤台，滤布覆于台面，四周设置橡胶带。同样，滤台内也分成若干扇格。当滤台缓慢旋转时，各扇格就能依次进行过滤、洗涤、脱水和卸渣等操作。这种设备适宜于处理固体浓度高、粒径较大的滤浆。其缺点是占地面积大，设备费用较高。

(4)水平带式真空过滤机

它由橡胶排水带、滤布带和吸气盒等组成，如图 1－13 所示。排水带由主动辊带动，并同时带动由它支承着的滤布一起移动，排水带下方与一组吸气盒相接，分别引出滤液和洗涤液。将滤浆加到滤布带上，依次进行过滤、洗涤和脱水，最后卸下滤饼。为了解决排水带磨损严重的问题，又发展了一些其他类型的带式真空过滤机，如具有上述吸气盒作用的真空滤盘和滤带一起移动的移动盘式带式过滤机等。

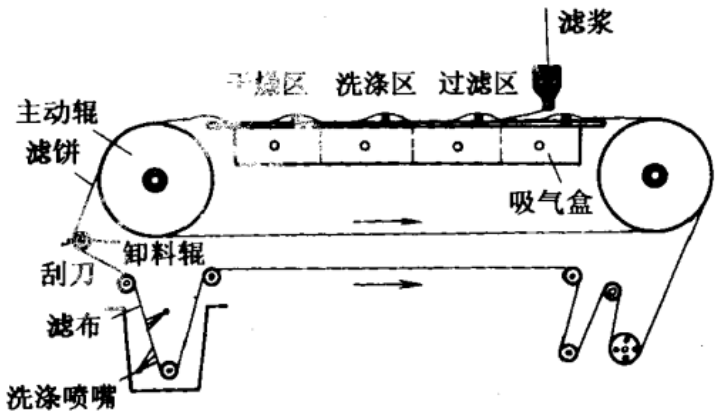


图 1－13　水平带式真空过滤机

(5)袋滤机

这种设备一般用于气固分离的过程，它由若干细长的滤袋组成。含尘气体从袋内流向袋外，或从袋外流向袋内时，粉尘被滤

袋截留。粉尘的积累使气体流动阻力增大，故每隔一定时间就得用机械震打、气流反吹或脉冲喷吹等方法除尘。

(6)加压叶滤机

这是连续加压过滤机中的一种形式，虽有多种类型，但均由滤叶组、耐压筒和驱动装置组成。滤叶本体由薄板冲成，外部再覆丝网和滤布。滤叶置于耐压筒，各滤叶内侧与空心轴相通，滤浆加入耐压筒，而滤液则透过滤叶经空心轴引出。与真空过滤机相比，加压叶滤机具有的显著优点是：过滤精密；能过滤难滤性液体；过滤量大；能过滤挥发性或有毒性液体等。具有这些优点的各种压滤机现已广泛应用于食品加工和工业水处理等方面。而且，随着化学工业的不断发展，过去加压叶滤机所存在的有关滤饼卸除和过滤机的自动化问题也已逐渐获得了解决。

1－5　工业水处理

从本质上讲，工业水处理也应属于固液分离的范畴。但因近年来环保技术(特别是工业污水的处理及回用)的飞速发展，工业水处理已独立地发展成为一门新兴的学科，本书辟专章重点介绍有关的理论及其应用。

水的过滤是一种古老的单元操作过程。过滤就是原水通过多孔材料滤层去除水中的悬浮物。深层床过滤是人类改善水质技术历史上出现的一种重要方法。1746 年法国巴黎批准了世界上第一个深层床过滤技术专利，1829 年英国建造成世界上第一个慢砂滤池，标志着深层过滤用于现代水处理的开始。

所谓深层过滤，即是在过滤介质的深层进行的澄清过滤，处理自来水用的砂滤操作就是一种典型的深层过滤。与表面过滤相比，它不希望过滤介质沉积在介质表面，而是沉积在整个床层之中。

在传统的深层床过滤中，石英砂滤料应用最早，也最广泛，但也存在着明显的弱点。石英砂滤层在反冲洗后由于水力筛分作

用，使得沿水流方向的砂子粒径逐渐变大，孔隙尺寸也是从上到下逐渐变大。在过滤中，水流先流经粒径小的上部砂层，再到粒径大的下部砂层。大部分悬浮物截留在床层上部孔隙尺寸较小的数厘米深度范围内，床层上部孔隙容易被堵塞，水头损失迅速上升，滤床下部尚未充分发挥作用就不得不终止过滤。

为了克服这一缺点，人们首先改用双层滤料，在石英砂层上部放置一层粒径较大密度较小的轻质滤料。这种双层滤料在一定程度上提高了床层有效容量和滤速，延长了过滤周期。

在此基础上又进一步发展了三层滤料，即在双层滤料下面再加一层密度大、粒径小的滤料。三层滤料床层结构要比双层滤料床层更为合理。依此推论，由无数层滤料组成的床层结构应最合理，床层孔隙从上至下连续变小。但在实际应用中，多层结构的过滤也存在着问题，例如滤料来源受限制，以及加工复杂和容易发生严重混层与流失现象，因而限制了这一技术的推广应用。

纤维过滤技术的出现以其细微的直径和可调节的纤维孔隙度等特点，取得了令人耳目一新的处理效果。应用实践表明，它不仅对悬浮液、胶体、细菌等具有极高的去除效果，而且对水中的铁、锰、甚至溶解状态的有机物也显示出明显的净化功能。

一般过滤器都存在着两个基本操作，即过滤和反洗。新兴的纤维过滤器如果要发展也一定要从这两个方面入手。人们希望过滤时纤维排列紧密，实现沿水流方向滤层孔隙度由大到小、比表面积由小到大分布，过滤效率则是由低到高递增变化的理想方式过滤。出水端较小的孔隙率是使其获得高质量出水的可靠保证。在反洗时，人们希望纤维膨松舒展，内部孔隙充分张开，有利于洗涤水进入得到充分的洗涤。反洗可以使过滤器达到初始状态，这是和实际操作同等重要的一个参数。一般都是气水混合反洗。压缩气体和水同时吹入纤维内部，产生很高的冲击力、振荡力和摩擦力，这比单一气相或液相反洗效果要好。这就是为什么在废水处理这种反洗次数较高的场合，对于纤维介质的耐磨强度有很

高的要求。反洗可以保证床层的使用寿命，并可以冲掉微生物的沉积。几种新型的纤维过滤器的工作原理、性能和应用范围，将在第九章作详细介绍。

我国是一个水资源贫乏的国家，虽然总水量占到世界第6位，但按人均占有量计算，仅居世界第88位。以石油化工企业为例，一个30万吨/年的合成氨厂，用于冷却的水量约为2.2万m^3/h，加上锅炉用水350m^3/h和其他用水200m^3/h，总共需水量约为2.25万m^3/h；一个30万吨/年生产能力的乙烯厂，总用水量约为4.15万m^3/h；一万吨树脂的石油化纤厂，总用水量约为4.14万m^3/h；一个250万吨/年的炼油厂，需总水量约为1.1万m^3/h。可见，如何高效率、低成本地节约淡水资源、保护环境、降低水耗、污水处理并回用，已成为当务之急！

我国环境污染非常严重，许多企业缺乏有效的污水处理系统，已经越来越严重地威胁着人类的健康和生命。根据国家科委和计委的预计，我国污染的治理费用至少需要2000亿元，但目前的环保产值仅为60亿元。可见，环保工业的新技术开发在我国工业化高度发展进程中将是一项前途无量的跨世纪的“黄金工程”，而其中的高科技——过滤新技术则是这项宏伟工程的支柱。

为了节约淡水资源、保护环境、降低水耗，目前普遍推广以循环水代替直流供水的新技术和新工艺，这样仅需补充循环冷却水量2%~4%的新鲜淡水即可满足生产要求。表1-6为石化企业循环供水与直流供水的用水单耗对比。

表 1－6　直流供水与循环供水(供水单耗)对比

企业类型	供水单耗/(米³ 水/吨原油)		备注
	直流供水	循环供水	
250 万吨/年燃料型炼油厂	15.2	2.77	包括常减压蒸馏、焦化、催化裂化、铂重整、油品精制、氧化沥青等装置及油品储运等辅助设施
250 万吨/年燃料润滑油型炼油厂	17.69	3.57	包括常减压蒸馏、催化裂化、铂重整、酮苯脱蜡、丙烷脱沥青、糠醛精制、分子筛脱蜡、石蜡发汗等装置及油品储运等辅助设施
250 万吨/年燃料润滑油－化工型炼油厂	17.83	3.69	包括常减压蒸馏、催化裂化、铂重整、烷基化、酮苯脱蜡、白土精制、催化剂、添加剂、化工装置等及油品储运等辅助设施
30 万吨/年乙烯厂	875 米³/吨(乙烯)(中间产品)	35.2 米³/吨(乙烯)(中间产品)	包括裂解、加氢制苯、高压聚乙烯、丙烷精制、乙二醇、对二甲苯装置及辅助设施
30 万吨/年合成氨厂	567 米³/吨(氨)	20.96 米³/吨(氨)	包括合成、尿素、锅炉及辅助设施
5 万吨/年腈纶	1874 米³/吨(腈纶)	145.5 米³/吨(腈纶)	包括腈纶、短纤维及部分毛条
1.5 万吨/年涤纶	1770 米³/吨(涤纶)	316 米³/吨(涤纶)	包括短丝和部分长丝
6 万吨/年高压聚乙烯	283 米³/吨(聚乙烯)	22.1 米³/吨(聚乙烯)	包括生产塑料粒子和薄膜
3.7 万吨/年顺丁橡胶	1119 米³/吨(胶)	13.6 米³/吨(胶)	包括抽提、聚合、成品装置及空分、冷冻等辅助设施

第二章　渗流物理和过滤理论

作为一种单元操作，过滤无论在理论或实践方面，与其他单元操作（诸如蒸馏、传热，甚至更复杂的反应器设计）相比较，它的进展是比较缓慢的。在现有的文献或手册中很难查找到过滤的设计数据，一般来说，过滤中的主要参变数如渗透率（或过滤阻力）和孔隙率对于每种不同的滤料和工况都得重新求取。

过滤理论与实践的研究之所以进展缓慢，其主要原因是：首先，单相和复相流体流过细粒床层或纤维床层的情况极为复杂，即使是采用极为简单的物理和数学模型，也会伴随着许多错综复杂的不定因素；其次，形成滤床的颗粒和沉淀物，其特性难于复制；其三，研究者不仅要解决困难的流动问题，同时还需处理与晶体形成和絮凝作用等复杂现象有关的更为棘手的问题。

尽管如此，近数年来过滤过程这门科学还是取得了相当大的进展。最早研究均匀多孔介质中层流理论的科学家是达西（Darcy），他所建立的达西定律是一切过滤过程的经典理论。1946 年罗斯（Ruth）提出的压缩渗透槽以及 1952 年出版的 A.I.Ch.E. 过滤丛论等种种进展，使得过滤过程理论性和实验性研究的发展获得了转折点。60 年代以来，蒂勒（Tiller）和希拉多（Shirato）等人在可压缩过滤机理方面，对滤饼内部动态如滤液流速分布、液压分布、平均比阻以及孔隙度影响等方面作了不少深入的研究，为近代过滤理论和实践作出了杰出的贡献。

本章将简要地介绍有关多孔介质的基本概念以及具有代表性的一些过滤理论和计算公式，为以后诸章的专论作好理论准备。

2-1 多孔介质及其特征量

一般都将“多孔介质”定义成是一种内部含有许多“孔隙”的固体。虽然，“孔隙”从直观上讲似乎最清楚不过了，然而，若要对“孔隙”作一个严格的几何学定义却相当困难。从直觉上讲，孔隙就是在物料中或多或少散布着的那些空而无物的间隙，这种物料称之为“多孔的”。固体中极微细的空隙则称之为“分子间隙”，而特大空隙则称为“洞穴”，而我们通常所讨论的孔隙就是指介乎这二者之间的空隙。可见这种对孔隙大小的限定既直观而又不太确切肯定。

一个多孔介质中的孔隙可以是彼此连通的或者是互不连通的。仅当其中至少有一部分孔隙空间是彼此连通时，置于其中的流体才有可能产生流动，故通常将彼此连通的这部分称为此多孔介质的有效孔隙度。

据此，下列物料都可算是多孔介质了，例如：砂砾堆、马鞍形填料、由砂子、煤粒或米粒铺成的层状物；石灰岩、泡沫岩、白云岩之类的多孔岩石；纤维性交聚物，如棉布、毛毡、滤纸等。由此可见，多孔介质包含了范围极广的变化多端的各种物质。

为了能按照这些物质所含有孔隙空间的类型，将多孔介质分级，马奈高尔特(Manegold)于 1941 年设计了一套孔隙空间的分级法。按照他的理论，孔隙可划分成空隙、毛管隙以及迫开隙三种级别：空隙的特点为其内壁对内部的水动力学动向只有不大的影响；在毛管隙中，其内壁对内部的水动力学有颇大影响；而在迫开隙中流体的分子结构已有受内壁影响的迹象。此外，孔隙空间也可按有序或无序来加以区分；也可按是否离散(如在颗粒层中那样)或是否连通来划分。

表征多孔介质的几何标量，可以有多种形式，但其中最首要的还是孔隙度 ε，它表示空隙与总体积的比值。倘若在计算孔隙

度时是按照相互连通的孔隙空间而非总的孔隙体积，则最终所得标量称之为有效孔隙度。此外，在某些应用领域，人们习惯用空隙比 e 来取代孔隙度，其定义为

$$e = \frac{\varepsilon}{(1-\varepsilon)} \tag{2-1}$$

比表面积 s_0 是多孔介质另一个比较明确的几何标量，它是内表面积与外表体积的比值，故其量纲为长度的倒数。

当然，人们都期望能够规定一个几何标量来将任何一种多孔介质中孔隙体系的特征表示出来，但遗憾的是，多孔物体的孔隙体系往往形成一套极其复杂的表面(图 2-1)，故很难以几何学的方式来加以描述。



图 2-1　多孔介质的孔隙(用黑色表示)体系

有人建议把孔隙设想成管状物，而后再将此种管子的直径称作“孔隙直径”。但可惜的是，这样定义的孔隙直径，从几何学上说仍然是毫无意义的，除非这些管子均为圆管。但这决不可能，因为孔管壁实际上都是凹凸不平且歪扭不堪的。因此也就无法谈论此种孔管在任意某点处的“最大”或“最小”直径了。

现在比较流行的关于“孔隙直径”的定义是这样：将孔隙空间内任意一点的孔隙直径 δ 规定为在该点装得进去并且整个都处在孔隙空间内的最大球形直径。这样一来，在孔隙空间的每一点都可以比较严格地规定它有一个直径。同样，我们也可对“孔隙大小分布”下一个比较严格的定义了——最简单的办法就是将其定义为孔隙直径处于 δ 和 $\delta + \mathrm{d}\delta$ 之间的孔隙占总孔隙空间的比率，并记作 α。于是，便有以下关系式：

$$\int_{\delta}^{\infty}\alpha(\delta)\mathrm{d}\delta = 1 \qquad (2-2)$$

当然，也可以不用这种按 α 来处理的方法，而改用累积的孔隙大小分布定义，亦即将这一标量 f 定义成孔隙直径大于 δ 的那部分孔隙空间所占总的比率：

$$f(\delta) = \int_{\delta}^{\infty}\alpha(\delta)\mathrm{d}\delta, f(0) = 1 \qquad (2-3)$$

与此相反，多孔介质的粒度大小或粒度大小分布则比较容易测定。不过，关于这一课题的讨论，对于研究多孔介质中水的渗流力学的物理原理毕竟不是主要的，故本书不再详述。

2-2 孔隙度的测量方法

现行的所有方法都不外乎是分别测出物料的空隙体积和外表体积，二者之比就是孔隙度。

(1)直接法

确定孔隙度最直接的方法是先测出一块多孔物料的外表体积，然后将此物体压实并去掉所有的空隙，再测其体积差。可惜的是，仅当物体是十分松软时此法才很有效，所以此法一直未能得到推广。

(2)密度法

如果构成多孔介质的物料的密度 ρ_m 为已知，则此多孔介质的表观密度 ρ_b 就与孔隙度 ε 形成以下关系

$$\varepsilon = 1 - \left(\frac{\rho_b}{\rho_m}\right) \qquad (2-4)$$

式中的表观密度可通过体积排替法来测定，即在水银中称多孔物重量(只要孔隙半径不过大，水银一般是不会进入多孔介质的)。在此方法中，通常需用一重物绷紧试样使之沉没于水银。同样，ρ_m 也可以用捣碎物料和称重的方法求出；其体积则可用排替方法确定，因而这样得到的应该是有效孔隙度。

(3)气体膨胀法

这一方法或许是当前最为常用的，因为它既快又准，而且还不损害试样。它的基本原理是直接测量孔隙空间中所含的空气或气体的体积。操作方法是:将已知外表体积的试样和某种数量的气体在压力下封存在一个体积已知的容器中，然后将它和一个已抽空的体积已知的容连通。读出该系统的新压力，则根据波义耳气态定律即可算出多孔介质中原有的气体体积。显然，此法所求得的也是有效孔隙度。

按气体膨胀法设计的孔隙计装置及其操作方法如图 2－2 所示，它包括一个压力表 A，此表通过针形阀 K 与试样筒接通。管线上装有类似的阀 J 和 L，可用以控制气体，诸如氦气等流入压力表的气量和将气体从试样筒排出。这样就相当于它有两个相互连通的小室，压力表和相连的管线代表一个室而试样筒及相连的

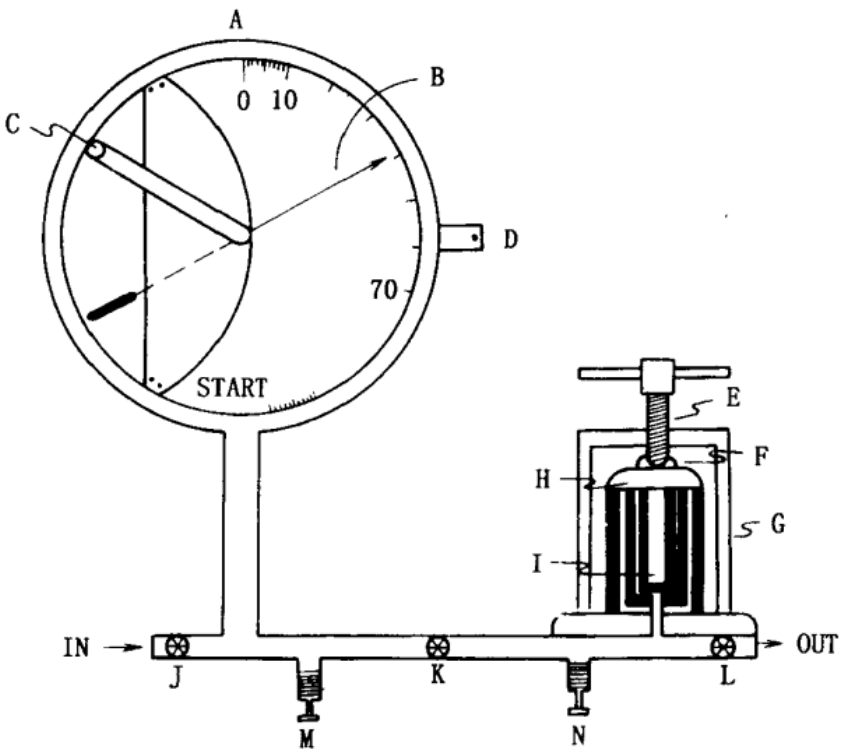


图 2－2　用气体膨胀法测量孔隙度的典型装置

管线则代表另外一个室。再加上阀 M 和 N 就可以通过改变此系统中任何一个阀柄的方法来调整其零点。

操作时，把氦气通入压力表室，直到指针 B 移动至面板上“开始”的位置(此时压力约为 69MPa)，这可从装在压力表转轴上的照明目镜来观察。当指针靠近表上所附的蜂音器时就可从压力表上进行读数，并可消除指针所处位置的摩阻效应。然后让气体膨胀进入试样筒并注视指针的位置。此时的读数如按校正表解读，即为放在筒内试样的体积。

校正表的求法为:用已知体积的各种试样按上述步骤测试，体积已知的试样诸如多种镍合金滚珠，可用测微计精确地加以测定。表 2－1 和表 2－2 列出了各种物料的孔隙度的代表性数值以及典型的比表面(简称比面)数值，在工程实际应用中有一定参考价值。

表 2－1　常用物料的孔隙度 ε

物　　料	孔隙度范围/%	物　　料	孔隙度范围/%
马鞍填料	68～83	土壤	43～54
拉西填料圈 (Rasching rings)	56～65	砂岩(“油砂”) 灰岩,白云岩	8～38 4～10
线团	68～76	煤	2～12
黑板岩粉	57～66	砖	12～34
氧化硅粉	37～49	混凝土(搅合好的)	2～7
氧化硅粒	65.4	皮革	50～59
催化剂(原粒状)	44.8	玻璃棉	88～93
已震实的球堆	36～43	香烟滤嘴	17～49
砂子	37～50	热压铜粉	9～34
轧碎岩粒	44～45		

表 2-2　常用物料比表面积的代表性数值 s_0

物料	比表面积的范围/cm^{-1}	物料	比表面积的范围/cm^{-1}
马鞍填料	3.9~7.7	催化剂(原粒状)	5.6×10^5
拉西填料圈	2.8~6.6	砂子	$1.5\times10^2\sim2.2\times10^2$
线团	$2.9\times10\sim4.0\times10$	皮革	$1.2\times10^4\sim1.6\times10^4$
黑板岩粉	$7.0\times10^3\sim8.9\times10^3$	玻璃纤维	$5.6\times10^2\sim7.7\times10^2$
氧化硅粉	$6.8\times10^3\sim8.9\times10^3$		

2-3　达西定律

达西(Darcy，1856)关于渗流的古典实验(图 2-3)是研究均匀多孔介质中层流的理论基础。达西采用不可压缩液体通过高度

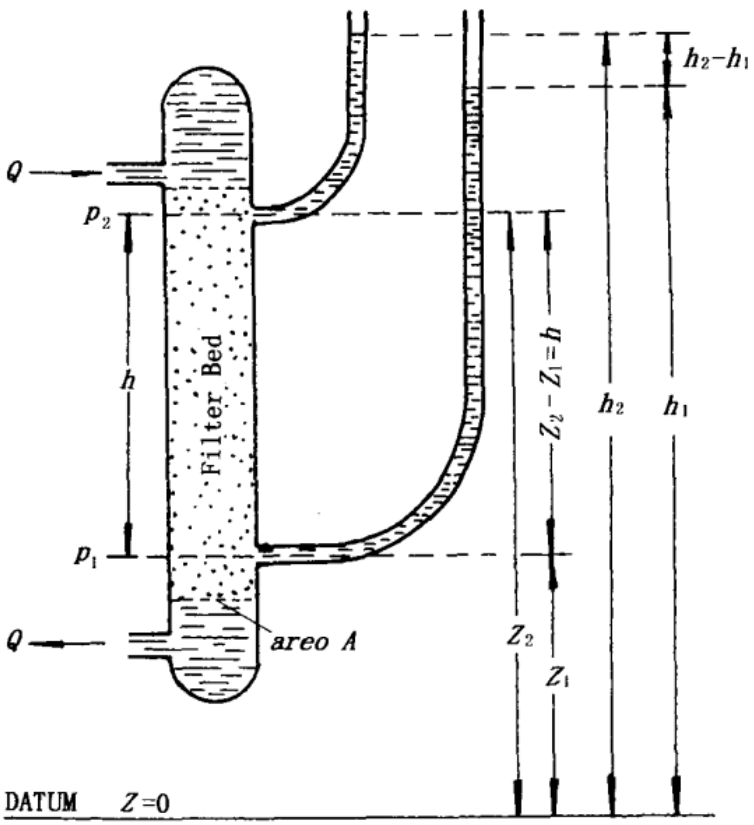


图 2-3　达西的渗流实验

为 h 的过滤层，并在紧靠滤层上下边界处连接有开口测压管，液体在管中将会分别上升到任一选定的基准平面之上 h_2 和 h_1 的高度。若反复改变有关各量，可以推出如下关系：

$$Q = \frac{-kA}{\mu h}(p_2 - p_1 + \rho g h) \qquad (2-5)$$

式中 ρ ——液体密度；

μ ——液体粘度；

Q ——单位时间内滤过的流体总量；

A ——滤层的断面积；

$\Delta p = p_2 - p_1$ ——滤层上下界面的压力差；

k ——渗透率，其因次为 $M^0L^2T^0$；

$\frac{k}{\mu}$ ——渗透性常数，因次为 $M^{-1}L^3T^1$。

显然，渗透性常数代表了某种介质对某特定的流体的渗透能力，它的大小由介质和流体两者的性质而定。公式中的负号，表示流动方向是与 h 增加的方向相反。

在滤饼过滤(图 2-4)中，达西定律通常被写成如下形式：

$$Q = k\frac{A\Delta p}{\mu l} \qquad (2-6)$$

式中 l 表示滤饼厚度。

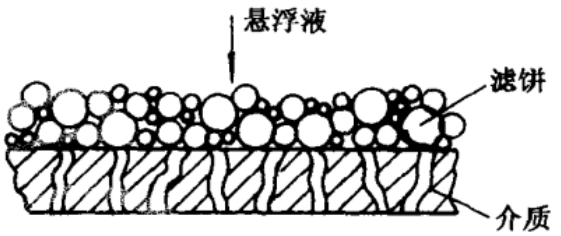


图 2-4 滤饼过滤

此外，为了便于理论推导，也可将达西定律(2-6)式写成微分形式：

$$\frac{\mathrm{d}p}{\mathrm{d}x} = \frac{\mu Q}{Ak} \tag{2-7}$$

式中 x 表示通过滤饼的距离，$q = \frac{Q}{A}$ 通常称为表观速度。

在离心过滤的操作中，我们不能直接应用达西定律的原始公式，而必须进行适当修正。因为在离心过滤(图 2-5)中，有两种推动力可以使液体通过多孔滤饼层：①滤饼层两侧的压差 Δp；②在滤饼层孔隙中液体所承受的离心力 F_C。也就是说，当需考虑质量力影响的场合，达西定律的不完善性就应当予以修正。

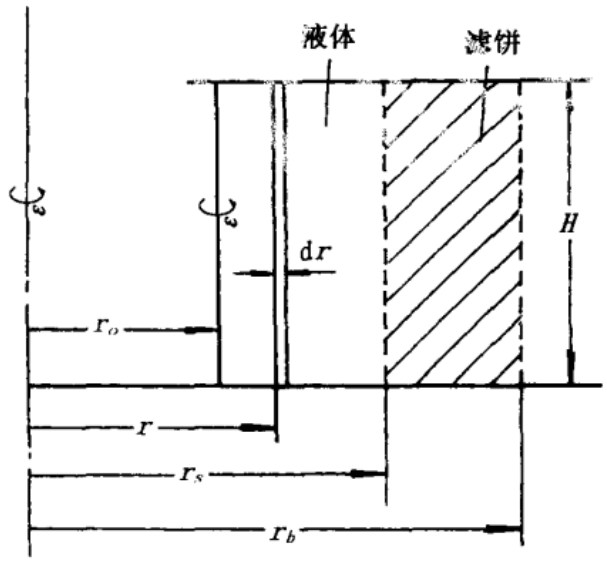


图 2-5　离心过滤的几何关系

为了计算压差 Δp 的表达式，可在 r 处取一厚度的 $\mathrm{d}r$ 的薄层液体，它对下一层所产生的离心压力为

$$\mathrm{d}p = \frac{H(2\pi r)\mathrm{d}r\rho\omega^2 r}{2\pi(r+\mathrm{d}r)H} \approx \rho\omega^2 r\mathrm{d}r$$

若令 $p(r_o)=0$，则在任一 r 处的压力

$$p(r) - p(r_o) = \int_{r_o}^{r} \rho\omega^2 r\mathrm{d}r = \frac{1}{2}\rho\omega^2(r^2 - r_o^2)$$

也即

$$p(r) = \frac{1}{2}\rho\omega^2(r^2 - r_o^2) \tag{2-8}$$

同样，在滤饼表面处压力应为

$$p(r_s) = \frac{1}{2}\rho\omega^2(r_s^2 - r_o^2) \tag{2-9}$$

当 $r > r_s$ 的范围内，若不考虑滤饼孔隙中液体的离心力作用，仅由两侧静压差所产生的过滤应满足

$$\frac{dp}{dr} = \frac{-Q\mu}{k(2\pi rH)}$$

考虑到边界条件 $p(r_b)=0$ 和 $p(r_s)=p_s$，再积分上式后，即有：

$$p(r) = \frac{Q\mu}{2\pi Hk}\ln\left(\frac{r_b}{r}\right) \tag{2-10}$$

用 $r = r_s$ 代入上式后，可推得

$$Q = \frac{2\pi Hkp_s}{\mu\ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right)} \tag{2-11}$$

或

$$p_s = \frac{\mu Q}{2\pi Hk}\ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right) \tag{2-12}$$

$$p(r) = p_s\frac{\ln\left(\frac{r_b}{r}\right)}{\ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right)} \tag{2-13}$$

这个关系式表明，在 $r > r_s$ 处无离心力场影响(实际上是一个“非现实的假定”)下，颗粒层中的压力分布具有简单的对数函数的形式。

在真实的情况下，通过滤饼孔隙的液体上所作用的外力(微分形式)应为

$$dF = dF_p + dF_c$$

其中，右端的第一项为压差项，可表成

$$dF_p = -2\pi rH\epsilon\frac{dp}{dr}dr \tag{2-14}$$

而右端的第二项则为离心力项

$$dF_c = 2\pi rH dr\varepsilon\rho\omega^2 r$$
$$= 2\pi H\varepsilon\rho\omega^2 r^2 dr \qquad (2-15)$$

这样，对转动的单位圆环来说，液体流量关系的微分形式可写成：

$$Q = \frac{k}{\mu\varepsilon}\frac{dF}{dr} = \frac{k}{\mu\varepsilon dr}(-2\pi rH\varepsilon dp + 2\pi r^2 H\varepsilon\rho\omega^2 dr)$$
$$= 2\pi r\frac{k}{\mu}H\left(\rho\omega^2 r - \frac{dp}{dr}\right)$$

从中可得

$$dp = (\rho\omega^2 r - \frac{Q\mu}{2\pi kH}\frac{1}{r})dr \qquad (2-16)$$

若在 r_s 与 r_b 之间积分上式，则有

$$p_s = \frac{Q\mu}{2\pi kH}\ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right) - \frac{1}{2}\rho\omega^2 r_b^2 - r_s^2$$

或写成

$$Q = \frac{2\pi kH}{\mu\ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right)}\left[p_s + \frac{\rho\omega^2}{2}(r_b^2 - r_s^2)\right]$$

也可简化成

$$Q = \frac{\rho\pi kH\omega^2}{\mu\ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right)}(r_b^2 - r_o^2) \qquad (2-17)$$

此式就是著名的格雷斯(Grace)公式。

采用类似的积分方法，又可推得压力分布函数：

$$p(r) = \frac{Q\mu}{2\pi kH}\ln\left(\frac{r_b}{r}\right) - \frac{1}{2}\rho\omega^2(r_b^2 - r^2) \qquad (2-18)$$

此式也可改写成如下形式：

$$(p)r = \frac{\ln\left(\frac{r_b}{r}\right)}{\ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right)}p_s + \frac{\rho\omega^2}{2}\left[\frac{\ln\left(\frac{r_b}{r}\right)}{\ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right)}(r_b^2 - r_s^2) - (r_b^2 - r^2)\right] \tag{2-19}$$

由此可见，按达西定律的修正形式所导出的离心过滤过程中滤饼压力函数是相当复杂的：其第一项恰好与(2－13)式相同；第二项与转鼓角速度 ω 有关。有趣的是，这个压力函数表达式中并不显含渗透率和孔隙度。

倘若引入无因次量

$$\lambda = \frac{r}{r_b}$$

$$\alpha = \frac{r_s}{r_b}$$

$$\zeta = \frac{\rho\omega^2 r_b^2}{2p_s}$$

(2－19)式便可改写成无量纲形式：

$$\frac{p(r)}{p_s} = \frac{\ln\frac{1}{\lambda}}{\ln\frac{1}{\alpha}} + \zeta\xi \tag{2-20}$$

式中 $\xi = \frac{\ln\frac{1}{\lambda}}{\ln\frac{1}{\alpha}}(1-\alpha^2) - (1-\lambda^2)$，也是一个无因次量，并称之为“剩余滤饼压力分布函数”（residual cake pressure distribution function）。

ξ 的物理意义可以解释为：当滤饼上面不再覆盖液体（$p_s = 0$ 条件下的压力函数）时，它将确定过滤过程最终阶段滤饼中的压力分布。

若将 ξ 的表达式绘制成 $\xi - \lambda$ 曲线（图 2－6），从中不难看到：ξ 的负值表示，当滤饼不为液层覆盖时，滤饼中液体的压力

将低于大气压。

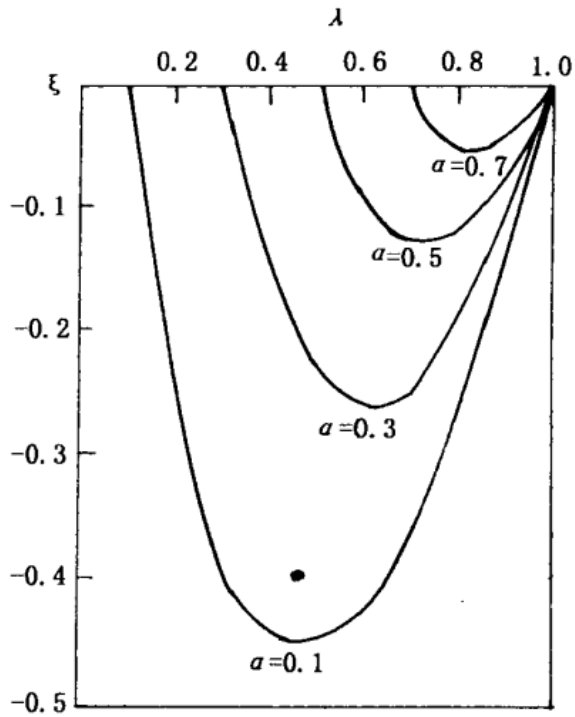


图 2-6　剩余滤饼压力分布函数

此外，若采用不同的边界条件，还可得到与格雷斯公式相类似的流量公式：

$$Q = \frac{2\pi kH}{\mu \ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right)}\left[\frac{\rho\omega^2 r_b^2}{2}\left(1-\frac{r_s^2}{r_b^2}\right)-p_b\right] \qquad (2-21)$$

为了得到通过滤饼层液体的近似流量，可以引入一个称之为“表观压力降”Δp^*的概念(也称作“当量压力降”)。由于格雷斯公式(2-17)与(2-11)式具有相同的形式，故若令

$$\Delta p^* = p_s + \frac{\rho\omega^2 r_b^2}{2}\left(1-\frac{r_s^2}{r_b^2}\right)$$

$$= \frac{1}{2}\rho\omega^2 r_b^2\left(1-\frac{r_o^2}{r_b^2}\right)$$

则可将计算流量的格雷斯公式改写成

$$Q = \frac{2\pi kH}{\mu \ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right)}\Delta p^* \tag{2-22}$$

并可认为这是直接使用达西定律(无需考虑离心力项)的结果。

再令 $h^* = r_b - r_o$

并取近似关系

$$\frac{r_o^2}{r_b^2} = 1 - 2\left(\frac{h^*}{r_b}\right) + \left(\frac{h^*}{r_b}\right)^2 \approx 1 - 2\left(\frac{h^*}{r_b}\right)$$

以及令

$$f_r = \frac{\omega^2 r_b}{g}(\text{称为离心过滤过程的分离因数})$$

则最终可得计算滤液量的近似公式:

$$Q = \frac{2\pi kH}{\mu \ln\left(\frac{r_b}{r_s}\right)}\rho g f_r h^* \tag{2-23}$$

此式具有一定的实用价值。

2-4 滤饼的阻力与压缩性

在处理滤饼过滤问题中，通常应该计及滤饼的阻力及压缩性影响，其中最简单的一种计算过滤速度的公式是从毛细管中粘滞流动的泊肃叶(Poiseuille)定律直接发展出来，并由罗斯(Ruth)等人经过多次试验所证实，可写成微分形式:

$$\frac{dV}{dt} = Q = \frac{Ag\Delta p}{\mu\left(\frac{\alpha w V}{A} + R_m\right)} \tag{2-24}$$

或

$$\frac{dv}{dt} = q_1 = \frac{g\Delta p}{\mu(\alpha w_m + R_m)}$$

式中 V——在时间 t 内集得滤液的体积;

v——通过单位面积的滤液体积;

A——垂直于液流方向的滤饼截面面积，活性过滤介质的

面积；

$q_1 = \dfrac{Q}{A}$ ——在介质与滤饼界面上的表观速度；

w ——单位体积滤液中沉积在饼内的固体颗粒重量；

w_m ——每单位面积干固体的质量；

R_m ——过滤介质阻力；

α ——滤饼的平均比阻，$\alpha = \alpha_0 \Delta p^n$

这里的 α_0 表示单位压力降所对应的阻力值，n 为滤饼的压缩系数，它从 0 变化到 1。

平均比阻 α 可以说是公式中最重要的一项，它的变化很大，甚至在过滤同一悬浮液时也是如此。对于它的控制因素，目前还了解得很少，一般仍难以从次筛分颗粒固体的物理性质来确定 α 值。关于这个重要变量现在所能明确的只是在大多数化学滤饼中它随过滤压力而变化。在下文中所给出的一些有关 α 的表达式也仅是在某种特定场合下的经验公式，迄今为止，尚未建立起一个普遍适用的一般公式。由此可见，应用过滤理论的最大障碍之一就在于 α 随着操作条件而改变的弱点。

多少年来，科学家们曾在通过细粉物料填料层的粘滞流动中以更基本的观点钻研过，其中最成功的研究结果是科泽尼 - 卡曼(Kozeny - Carman)公式，其一般表达形式为

$$\mu = \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2 K s_o^2} \cdot \frac{\Delta p g}{\mu L} \qquad (2-25)$$

式中 μ ——通过滤饼表面的流速；

Δp ——通过滤饼与过滤介质的总压降；

L ——液流方向的滤饼厚度；

K ——科泽尼 - 卡曼常数，对个别颗粒无规则堆积时，$K \approx 5\% \pm 10\%$；

s_o ——颗粒比表面积。

由科泽尼 - 卡曼方程所建立的平均比阻公式为：

$$\alpha = \frac{(1-\varepsilon)Ks_o^2}{\varepsilon^3\rho_s} \tag{2-26}$$

式中 ρ_s 为固体颗粒的密度。

当悬浮物在滤饼过滤中沉积下来时，液体就将沿着水压梯度降低的方向在可压缩床层间隙中流过。固体颗粒被筛孔、滤布、多孔金属物或其他固体床层如隔板或过滤介质所截留。固体形成的滤饼，在介质处是紧密而干燥的，但是其表面层则处于润湿而呈薄浆状态。孔隙率 ε 以在滤饼与介质的接触点处即 $x=0$（图 2-7)处为最小，而在液体进口表面($x=L$)为最大。这是由于液体流过空隙时的摩擦阻力使得孔隙度降低的缘故。这种由于摩擦阻力而引起的压缩力的变化可通过图 2-8 来表示。从图可知，各个颗粒的阻力依次传递至后一个。所以，越接近介质的固体其净压缩压力就越大，这就是孔隙度 ε 越会降低的原因。

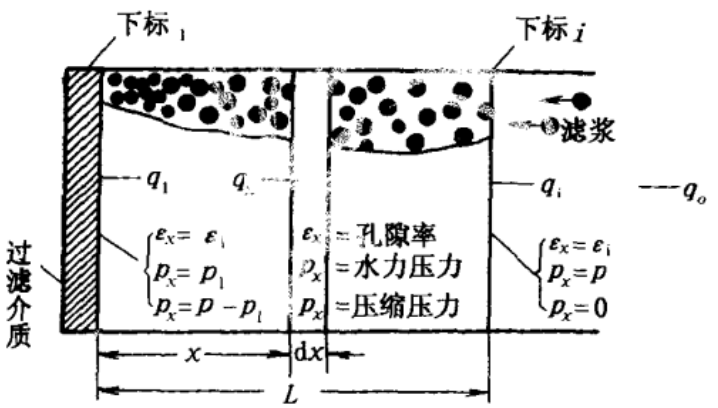


图 2-7 滤饼的压缩性

在图 2-8 中，假定颗粒群之间的接触为点接触，并且假定液体充分润湿每一颗粒，同时沿着垂直于流动方向的平面均匀地传递液体压力。在这种假定下，完全可以忽略接触面积，因而滤饼的全部横截面上的水力压力 p_x 是有效的，故有微分距离 dx 内的净力等于：

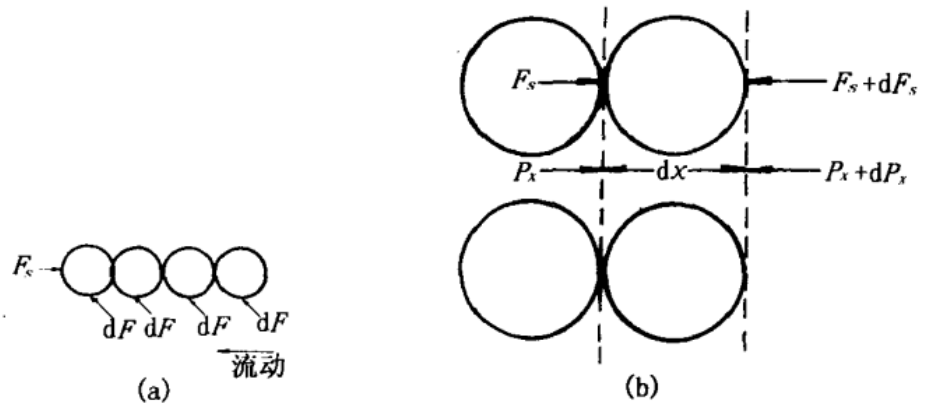


图 2－8　由于摩擦阻力而引起的滤饼压缩力

$$\text{净力} = F_s + \mathrm{d}F_s + A(p_x + \mathrm{d}p_x) - F_s - Ap_x \qquad (2-27)$$

这个力应等于在 $\mathrm{d}x$ 内的质量和加速度的乘积，并考虑到微分质量既应包括液体质量 $\varepsilon_x \rho A \mathrm{d}x$ 又应包含固体质量 $(1-\varepsilon_x)\rho_s A \mathrm{d}x$。虽然固体在滤饼内实际上是向介质移动的，但因其加速度微乎其微，故可略去惯性力将方程(2－27)写成

$$\mathrm{d}F_s + A\mathrm{d}p_x = 0 \qquad (2-28)$$

若定义 $p_s = F_s/A$ 为固体虚假压缩应力，则有

$$\mathrm{d}p_s + \mathrm{d}p_x = 0$$

积分可得

$$F_s/A + p_x = p_s + p_x = p \qquad (2-29)$$

式中　p 即为滤饼表面上应该施加的过滤压力。

滤饼内的水力压力与流速 q_x，滤阻 α_x 以及孔隙度 ε_x 有着密切关系。图 2－9 示出某些滤材的变量 $\frac{p_x}{p}$ 作为 $\frac{x}{L}$ 的函数，而且水力压力变化的近似式可以写成：

$$1 - \frac{x}{L} = \left(\frac{p_s}{p}\right)^{1-n-\beta} \qquad (2-30)$$

此处，n 是压缩系数，β 为下列关系式中的指数

$$1 - \varepsilon_x = Bp_s^{\beta} \qquad p_s > p_i \qquad (2-31)$$

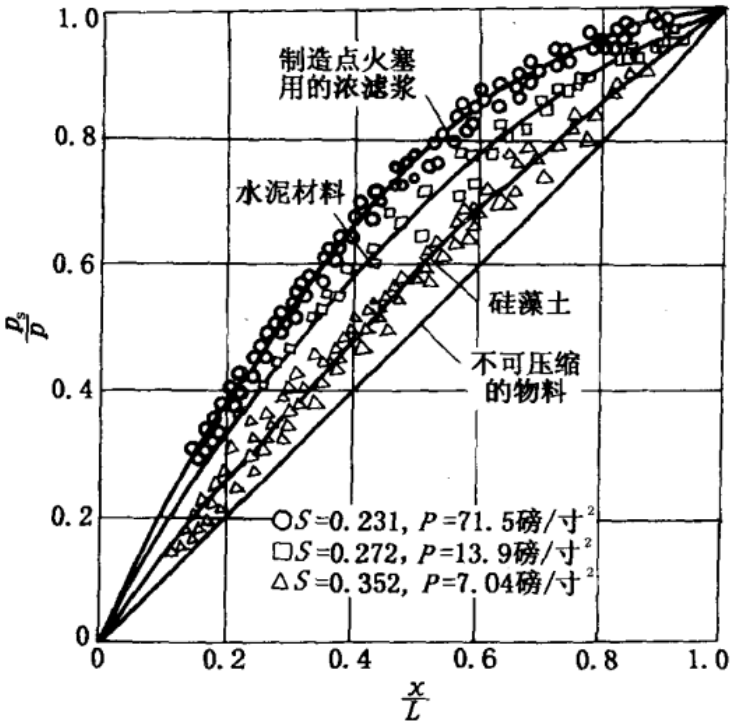


图 2－9　水力压力分布曲线(1 磅力/吋^2≈6.89×10^3Pa)

指数 β 一般在 0 到 0.25 内变化。由于大多数物质在压力为 0～100 磅/吋^2 范围内 ε_x 的相对变化很小，因此可将滤床平均孔隙度的近似值表示为如下幂函数形式：

$$1-\varepsilon_a = B\left(1-\frac{\beta}{1-n}\right)p^{\beta} \qquad (2-32)$$

或

$$1-\varepsilon_a = (1-\varepsilon_{ao})\left(\frac{p}{p_o}\right)^{\beta} \qquad (2-33)$$

式中　ε_a 为滤床的平均孔隙度，ε_{a_o} 是在压力为 p_o 时由实验决定的平均孔隙度。n 称为压缩系数。

方程(2－33)较为有用，因为应用此近似关系时所需数很少。实际过滤所得的平均孔隙率，再加上从凝固测定器所得的 ε_x 对 p_s 的数据，就已足够计算该式中的 ε_{ao}，p_o 和 β 等数值了。但对于厚浆以及受压力而孔隙度变化很大的固体，则使用该式时应加谨慎。

可压缩床层的孔隙度变化，一般均可从水力压力的实验值或通过压缩渗透槽数据的计算而间接确定。在大多数情况下，孔隙度仅为 x/L 的函数：

$$\frac{\varepsilon_x}{\varepsilon_1} = \left(1 - \frac{x}{L}\right)^{-\frac{\lambda}{1-n-\beta}} \qquad p_s > p_i \qquad (2-34)$$

对于中等可压缩性固体，在压力为 700 千巴范围内，孔隙可用幂函数表示成

$$\varepsilon_x = \varepsilon_0 p_s^{-\lambda} \qquad p_s > p_i \qquad (2-35)$$

此处 p_i 是低压，范围一般在 0.7～7 千巴之内。低于 p_i 时，孔隙度便取极限值 ε_i，表示处于零压时的滤饼孔隙度。指数 λ 常在 0～0.05 间变化。而大多数孔隙度的范围则在 0.4～0.9 之间。

多年来，人们一直认为整个滤饼的流速 q_1 是一个常数。有些研究者主张进入滤饼表面的流速必须等于从介质处流出的流速。蒂勒(Tiller)提出一个联系 w_m 和 v 的关系式：

$$w_m = \frac{sp}{1 - ms} v \qquad (2-36)$$

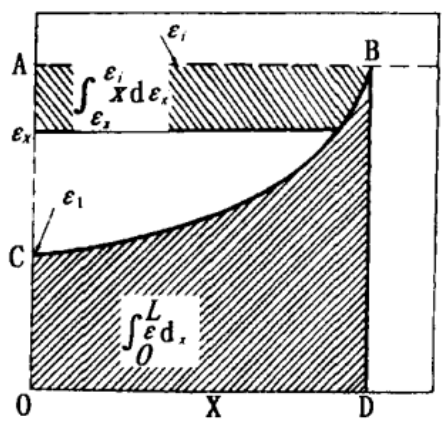


图 2－10　$q_x - q_i$ 对 $q_1 - q_i$ 之比的关系图解。以 $\int_{\varepsilon_x}^{\varepsilon_i} x\,d\varepsilon_x$ 表示的面积与 $q_x - q_i$ 成正比。面积 ABC 与 $q_1 - q_i$ 成正比

式中 m 表示湿滤饼质量对干滤饼质量的平均比值，在过滤开始后将迅速发生变化，然后基本保持为常数。当 m 为常数时 $\frac{dw_m}{dt}$ 正比于 $\frac{dv}{dt}$。图 2－10 表明孔隙度 ε 的变化可视为 x 及 t 的函数。固体内每一点处孔隙度都随时间的增加而降低，故液体将从每一单元体积中被挤压出去。

方程(2－36)及图 2－10 反映了滤饼的流速与床层厚度之间存在着一定的函数关系。因为液体的流

动是渐增的，流速当然就会随着接近过滤介质而增加。若滤饼内不存在压缩作用，则孔隙度应是均匀的而且等于 ε_i，此值为无穷小表面层上的量值(该处 $p_s=0$)。图 2－10 中面积 ABDO 表示在未加压缩的滤饼内单位面积所应含有的液体体积 $\varepsilon_i L$。处于 ε_x 对 x 的曲线之下的面积 CBDO 显然应等于 $\int \varepsilon_x \mathrm{d}x$，它表示滞留于滤饼孔内的液体体积。因此，位于孔隙度曲线左面的面积 ABC 等于 $\int x \mathrm{d}\varepsilon_x$，它相当于从滤饼内被挤出的液体。

滤饼表面的流速和在介质处的流速之比，曾由蒂勒及柯普(Cooper)给出如下形式：

$$\frac{q_i}{q_1}=\frac{1-m_i s}{1-ms}=1-\frac{(m_i-m)s}{1-ms} \tag{2-37}$$

式中，m_i 表示在滤饼无穷小表面层处的 m 值。同时他们还给出了 m 与平均孔隙度 ε_a 的关系式

$$m=1+\frac{\rho\varepsilon_a}{\rho_s(1-\varepsilon_a)} \tag{2-38}$$

随着 s 的增加和 $(1-m_i s)$ 趋近于 0，比值 q_i/q_1 也将降低并趋于0。当 $s=0$ 时 $q_i/q_1=1$，流过整个滤饼的流速为一常数。滤浆浓度对流速的变化也有影响，它与液体从滤饼内被挤出的流速和在介质处流速之比有关。若滤浆较稀薄，则通过滤饼的液流量要比被压缩所挤出的液量大得多。而当滤浆较浓时，滤饼厚度就会迅速增加，从滤饼内挤出的液量可以大于表面层处的流速。在极限情况下，滤浆浓度等于 $s=1/m_i$ 时，泵送的是固体而非滤浆，也即净液体流速 q_0 为零，故有 $q_i/q_1=0$。

关于流速间的关系，蒂勒等人还导出了一个比较简便的计算公式：

$$\frac{q_x}{q_1}=1-\left[\frac{m_i-m}{1-ms}\right]s\left(\frac{x}{L}\right)\left[\frac{\varepsilon_x-\varepsilon_{ax}}{\varepsilon_i-\varepsilon_a}\right] \tag{2-39}$$

式中 ε_{ax} 表示在 ε_1 和 ε_x 之间的平均孔隙度，ε_i 及 m_i 是固定值，而 ε_a 及 m 取决于总压力和滤液浓度。因此，q_x/q_1 是总压力降

和滤液浓度的函数，当然也是 x/L 的函数。

2－5　过滤过程的类型

为了便于计算，通常将过滤过程按照压力和流速对时间的关系来分类。由于泵送机理一般可决定流动特征，故可将它作为下列分类的基准：① 恒压过滤；② 恒速过滤；③ 变压—变速过滤；④ 用人工方法按阶梯式增压的过滤。

图 2－11 表明了这 4 种过滤类型的流速对压力的特征曲线，其上箭头指出的是时间渐增的方向。恒压和恒速曲线分别以垂直线和水平线表示。使用离心泵时，流速－压力曲线按照泵送特征趋向于下倾。当使用附有旁通装置的恒速泵时，则将存在两种可能性：在旁通管上装以压力安全阀时，过滤遵循恒速线并到达预定压力为止，然后继续在恒压下进行；如在旁通管上装以普通阀门，过滤机将不断出料。随着压力的增大，循环量也将增多，则过滤将成为变压－变速操作。一般地说，最大压力决定于旁通管内的阻力，并可用流过旁通管的最大泵送量作出测定。在实验室进行的试验研究中，熟练的操作者习惯于采用阶梯式增压法来进行操作，因为这样可以获得压力对流速或时间的任意关系。用人工调节小型压滤机中的空气压力，完全可以模拟各种泵送条件。

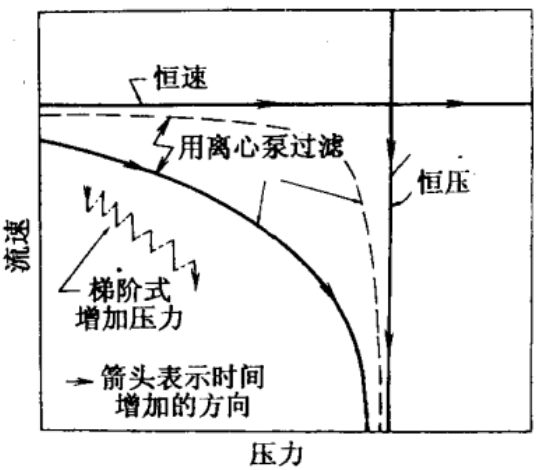


图 2－11　不同操作方法下的流速—压力曲线

自动控制的过滤系统，通常按照定常流率的情形进行设计，不过在实验室测试时，更易获得的是定常压力。例如对过滤器内的残渣施加稳定的气压，就属于这种情形。因此，如何将定常压

力的测试结果转变为对设计非常有利的定常流率的结果，就显得非常重要了。

在恒压过滤的情形，对公式(2－24)进行积分，可得

$$\frac{t}{V} = K_1 V + K_2 \tag{2-40}$$

式中

$$K_1 = \frac{\alpha\mu w}{2A^2\Delta p} \tag{2-41}$$

$$K_2 = \frac{\mu R_m}{A\Delta p} \tag{2-42}$$

图 2－12 所示的体积－时间抛物线，可以通过公式(2－40)进行线性化。在图 2－13 所给出的例子中，直线的斜率 $\mathrm{tg}\beta$ 给出 K_1 的值并由此可计算出 α。在以后的类比放大计算中，可预先设定一些实际的限制(例如，选取一干燥滤饼作出统一的比重参考值)，以使干燥固体的当量值不超过 $12\mathrm{kg/m^2}$。

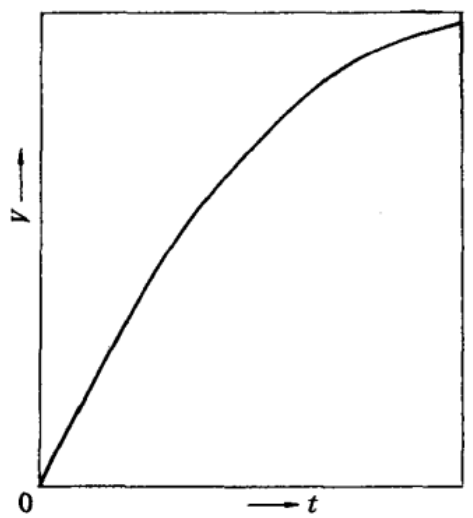


图 2－12　常压过滤的体积－时间曲线

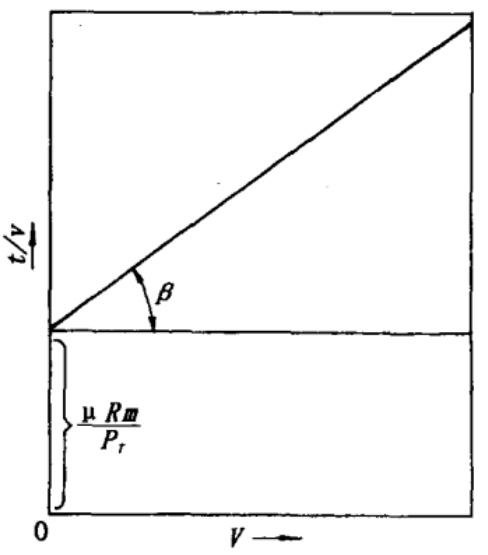


图 2－13　体积－时间曲线的线性化

如果工业应用满足定常流率(恒速过滤)的使用条件，则必须对定常压力的测试结果进行修正。为此，将公式(2－24)中的$\frac{dV}{dt}$用$\frac{V}{t}$替代后，即有

$$\frac{V}{t} = \frac{A^2\Delta p'}{\mu(\alpha w V + AR_m)} \tag{2-43}$$

式中 $\Delta p'$ 为最终的压力差，因此

$$t/V = K_3 V + K_2 \tag{2-44}$$

其中

$$K_3 = \frac{\alpha\mu w}{A^2\Delta p'} \tag{2-45}$$

K_2 仍按(2－42)式计算。

既然 $\Delta p'$ 是一过程变量，则按以下形式来定义 K_3 更为合适：

$$K_3 = \frac{K_4}{\Delta p'} \tag{2-46}$$

将公式(2－41)和(2－45)相比，可写出

$$K_1 = \frac{K_4}{2\Delta p} \tag{2-47}$$

假定过滤介质的阻力可忽略，则 K_2 也可忽略，因此方程(2－40)和(2－44)就可以时间 t_p、t_R 分别定义定常压力和定常流率过滤的滤液体积 V_p、V_R，也即有：

$$t_p/V_p = K_1 V_p \tag{2-48}$$

$$t_R/V_R = K_3 V_R \tag{2-49}$$

联立以上四个方程(2－46)～(2－49)，就可得到定常流率和定常压力过滤的关系式

$$\frac{t_p}{t_R} = \frac{1}{2}\frac{\Delta p'}{\Delta p}\left(\frac{V_p}{V_R}\right)^2 \qquad (2-50)$$

由此可见，当 $\Delta p' = \Delta p$ 时，在同样的过滤时间内，常压过滤的滤液体积应为定常流率的$\sqrt{2}$倍。相应地，对给定体积的滤液，定常流率过滤所需时间则是常压过滤的 2 倍。同样，对于不同的 $\Delta p'$ 和 p 也可进行相应的调整。

除以上介绍的恒压过滤和恒速过滤之外，还有一种称之为“变压力 - 变流率”的过滤，也值得加以研究。

虽然定常压力和定常流率过滤的关系式在实际应用中非常有用，但遗憾的是，实际情况中的压力和流率在许多一般的过滤周期内是变化的。这个缺陷可由图 2 - 11 来弥补，它指出了压力和流速对于各种不同类型的泵送装置间的关系。在离心泵的作用下，随着输送压力的升高，过滤速度将会明显下降；确切的下降速度将随泵特性的不同而有很大差异，通常由泵的制造商所提供的标准操作曲线来描述。图中给出了两个典型的例子，此处的分级压力曲线表明实验室中一般的控制类型。

在工程实践中，由于具体的操作条件对压力过滤器的处理能力影响很大，因而实际的图线可能更为复杂。如果开始的许用流速过高，一些粒子就有可能被挤进过滤介质内而造成部分堵塞。因此，通常选用非常低的压力和较低的初始速度，并尽量控制好压力的递增速度。蒂勒(Tiller)认为，基本的滤饼过滤方程可与泵的压力传递曲线一起对过滤器的运行产生影响，因此他建议将方程(2 - 24)改变为如下形式：

$$V = \frac{A}{\alpha\mu w}\left(\frac{PA}{Q} - \mu R_m\right) \qquad (2-51)$$

在没有 $p \sim Q$ 数学关系的条件下，可采用图形积分法按给定的体积来估算所需过滤时间。现以图 2 - 14 所给出的具有图示特性的离心泵来加以说明：设所使用的加压叶滤机(Pressure leaf filter)其过滤面积为 $10m^2$，试确定过滤 $20m^3$ 的悬浮液所需时间。

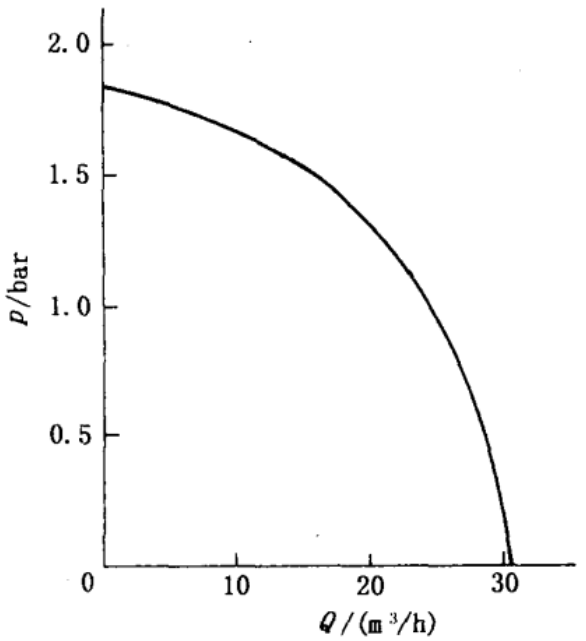


图 2－14　离心泵的特性曲线

具体估算过程如下：

料浆浓度：$15kg \cdot m^{-3}$

液体粘度：1cp（即 $0.001Nsm^{-2}$）

滤饼阻力：$1.8 \times 10^{10} m^2 \cdot kg^{-1}$

介质阻力：$3 \times 10^{10} m^{-1}$

按公式(2－51)，可根据 p、Q 值计算相应的 V 值如下：

$$V = \frac{10}{(1.8 \times 10^{10}) \times (10^{-3}) \times (15)} \left[\frac{(p \times 10^5)10}{Q} - (10^{-3})(3 \times 10^{10}) \right]$$

$$V = 0.037\left(\frac{p}{Q} - 30 \right) m^3 \qquad (2-52)$$

式中 p 的单位为巴(bar)，Q 的单位为 $m^3 \cdot s^{-1}$，它们间的对应关系可由图2－14 查找。然后，可将 V 和 1/Q 间的对应关系绘制成如图 2－15 所示曲线以及给出表 2－3 所列各数据，最后可按图 2－15 的图形积分估算出 $20m^3$ 的过滤时间为 7200 秒，即 120 分种，这就是所要求的过滤时间。

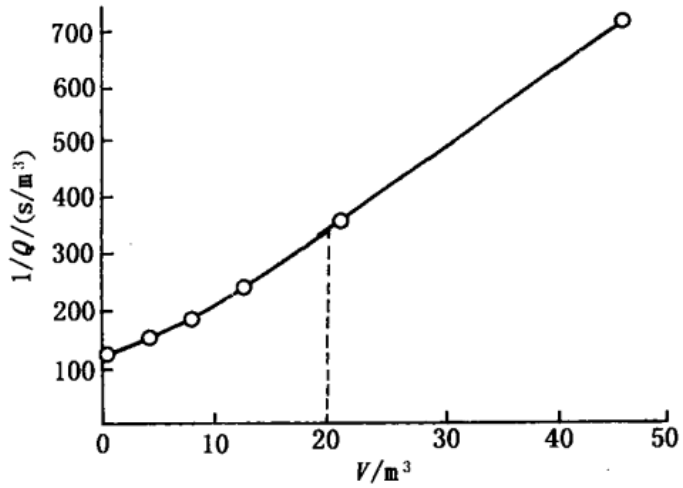


图 2－15　V～1/Q 曲线

表 2－3　离心泵的特性数据

m^3h^{-1}	Q/m^3s^{-1}	$P/$ bar	$\frac{P}{Q}$	V/m^3	$\frac{1}{Q}$ sm^{-3}
30	0.0083	0.27	32.5	0.78	120
25	0.0069	0.98	141.3	4.12	144
20	0.0056	1.32	237.6	7.68	180
15	0.0042	1.53	366.0	12.43	240
10	0.0028	1.66	598	21.00	360
5	0.0014	1.77	1274	46.00	720

2－6　深层过滤的机理

在表面过滤的情形，少量的沉淀物会形成很高的阻力层，一旦形成就必须清洗或更换过滤单元。与此相反，深层过滤则可提供较大的粒子截留能力，它作为污水的第三级处理，通常能够获得含悬浮不大于 $5mgL^{-1}$ 的滤液。在与凝聚过程相结合的场合，则可获得非常澄清的滤液。

与利用筛网或纤维织物所进行的表面过滤和滤饼过滤不同，深层过滤是利用介质(粒状或纤维状)间的孔隙进行过滤的过程，其特征为过滤作用发生于介质层内部(图 2－16)，同时每一孔隙均具有从悬浮液中截留颗粒的可能性。由于这些颗粒尺寸远比孔

隙尺寸小(图 2－17)，故当液体为层流时，必定有某些力作用于颗粒，使之穿越流线与过滤介质接触，这种效应通常称为“迁移机理”(transport mechanisms)。

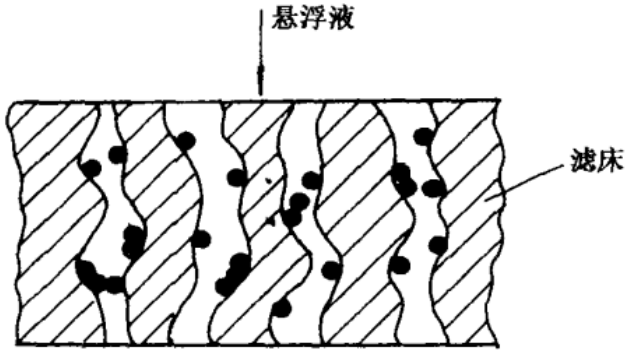


图 2－16　深层过滤示意

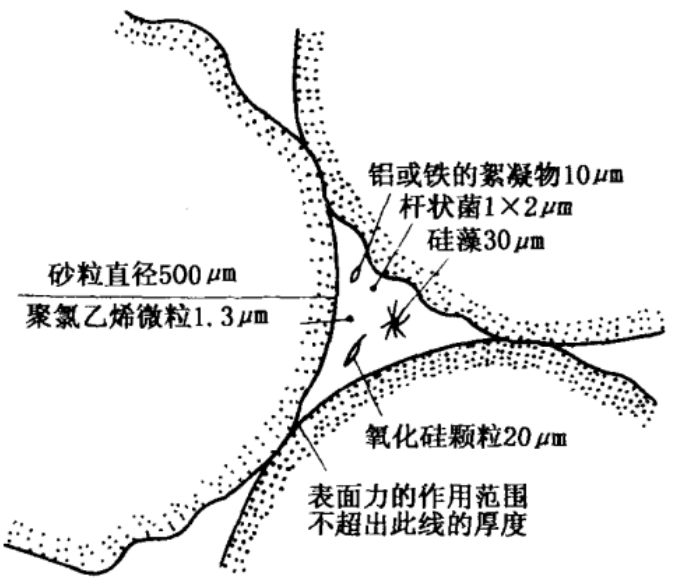


图 2－17　典型的小过滤孔隙结构示意

根据迁移机理的理论，作用于颗粒并使其穿越流线的作用力主要有 3 种：

① 类似于布朗运动的扩散作用力，发生在颗粒小于 1μm 的场合；

② 按斯托克斯沉降理论的重力作用力，通常发生在颗粒大

于 5μm 且浓度远高于水的场合；

③ 流体运动的作用力，它是一种由于介质孔隙中流速分布以及颗粒本身的形状使其发生转动和平移从而按曲线飞行轨迹穿越流场的作用力。

当密度为定值时，截留效率与颗粒直径的函数关系可近似地绘制成图 2－18 的曲线。当粒径为 1μm 时截留效率最低，因为这个临界值对扩散效应来说偏大，而对重力和截留效应来说又太小。因此，在微小粒径范围内，往往亚微粒子的截留效率反而高于粒径更大一些的颗粒的截留效率。

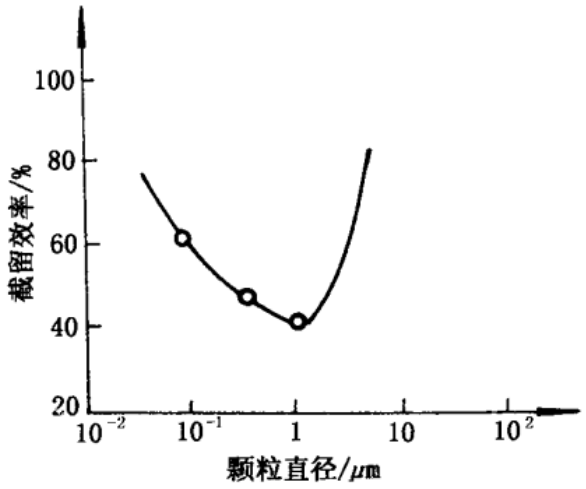


图 2－18　截留效率与颗粒直径的关系

支配颗粒运动，除迁移机理外，还有附着机理（Attachment mechanisms）、脱落机理（Detachment mechanisms）以及其他综合效应。

当粒子迁移至介质表面时，结合力的性质就决定了它能否附着。粒子和介质表面在水中都带有不很高的电势，一般小于 20mV 且为负值。按照水中溶解的离子状况，若粒子与介质间存在斥力，则粒子就不能附着。例如，砂粒介质上若带正电的覆层，或有铝、氢氧化铁、高分子聚合物电解质的正离子时，颗粒

与砂粒间的斥力就可能被抵消，甚至转为吸引力。

当粒子与介质间的距离小于 0.1μm 时，将呈现一种称之为“范德瓦尔力”的吸引力，若电斥力不太大时，此吸引力将增加附着效果。由于两接触表面间水膜粘滞阻力会影响粒子的径向运动，故粒子向介质表面运动的速度通常是缓慢的。只要水中盐类含量不是很高(接近蒸馏水)，或粒子与介质表面不存在特殊的化学吸附作用(易形成一个高的表面电势)，则附着机理一般都是有效的。

如果粒子或粒子团与过滤介质的表面结合力较弱时，就有可能从介质表面脱落下来。流经介质孔隙的水的粘滞力对附着的粒子会产生剪切力，当孔隙因粒子的沉积增厚而使直径减小时，平均流速就会增加从而增大剪切力。特别是在流速突然增大的情况下，粒子的脱落现象就更为明显。同样，与沉积物碰撞的粒子也会引起微量塌坍效应而使某些粒子脱落。当然，只有当沉积物增厚，使孔隙严重堵塞的情况下，这种脱落机理才真正具有意义。

综上各种物理性能表明，影响深层过滤过程的“综合效应”(Combined effects)可以简单地归纳为以下 5 点：

① 过滤效率取决于粒子尺寸、密度和形状；

② 介质比表面积越大，则过滤效率越高，例如在颗粒床深层过滤中，尖角砂粒就比球形砂粒要好；

③ 流速越高，过滤效率就越低；

④ 水温越高，滤液质量就越好，因为这时粘度降低了；

⑤ 在以重力为主导作用的过滤中，下流式过滤器的效率高于上流式(参见图 2－20 及图 2－21)。但是，对迁移机理是以扩散力或流体动力作用为主导的过滤中，则二者就没有什么差异。

滤层高度和时间的关系也值得研究。当所有砂粒尺寸基本相同，亦即在高度方向完全相同的过滤器中，每层滤砂对于截留一定类型的粒子效率应当是相等的。埃弗斯(Ives)将深层过滤的截留效率定义为粒子移动单位高度后浓度的下降率，其数学表达式形如：

$$\lambda_f = -\frac{\delta C}{C}(1/\delta L) \qquad (2-53)$$

式中 δC 为粒子经过 δL 高度后的浓度降低值。

上式又可改写成

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = \lambda_f C \qquad (2-54)$$

式中 λ_f 称为过滤系数。设过滤开始($t=0$)时,过滤器是清洁的,故过滤介质为均质系统,因而积分上式后,即有:

$$\ln\left(\frac{C}{C_0}\right) = -\lambda_f L \qquad (2-55)$$

式中 C_0 为进口物料的浓度。

图 2-19 绘出了公式(2-53)~(2-55)的意义。它将过滤器等分为 10 层,每层的截留效率为 40%,进口浓度为每毫升 1000 个粒子(记为 1000 粒 ml^{-1})。从图中可以看出,流体浓度值应表示悬浮液中粒子数目随着砂层高度按对数规律下降。被截留的作为沉积物的粒子数在各层中是不相同的,而是上层沉积物明显多于下层。由此可见,均质深层过滤器不会出现因沉积形成均匀的堵塞,而只能是上层负荷明显大于下层。

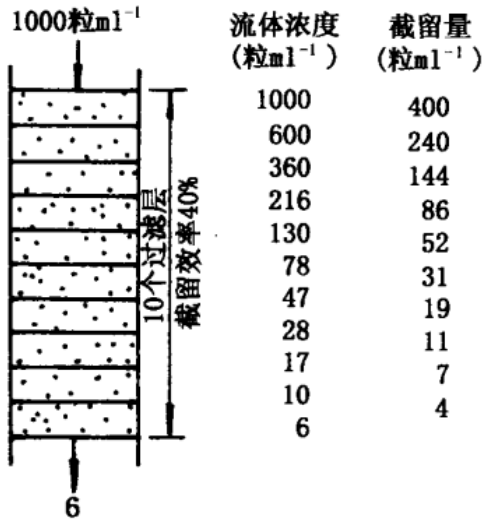


图 2-19 均质深层过滤器

如果滤砂非均质,或因反洗造成粒子分级(实际操作中经常如此),这样的情况就更糟。因为砂粒越大过滤系数 λ_f 就越小,过滤效率就势必沿高度方向逐层下降(图 2-20)。这就不仅破坏了公式(2-55)所反映的对数下降关系,而且更重要的是,它增加了上层的负荷却不能充分利用下层的作用。当下层经常不能充分利用时,就必然会导致上层的堵塞加快,从而缩

短了过滤器的运动周期。

如果流动方向采用上流式，并假定过滤机理不是由重力支配，则其截留沉积模型应如图 2－21 所示。在这种情况下，沉积负荷就能很快均布于过滤器中，故能充分地利用过滤介质，无疑会大大延长过滤器的运行周期。因此，尽管内部分布差异很大，这种过滤器的整体效率在各种情况下仍然很高，截留效率可高达 99%以上。

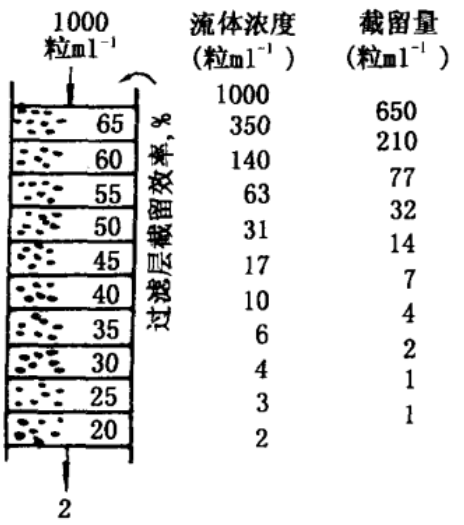


图 2－20　下流式砂粒分级过滤器

与下流式相比，这种上流式过滤器的优点之一是可以获得较多的沉积物。但在处理饮水时，由于净水层在上面故需加覆盖装置来保护净水，以及在反冲洗时洗液要穿过净水层(按照卫生标准这是不允许的)等缺点，因此上流式过滤器比较适用于污水处理或工业用水处理的第三级处理。

由于上流式过滤器介质层是按从粗到细的分级顺序来布置的，故可供选择的结构方案通常有两层或多层结构的过滤器，图 2－22 表示一个三层的由活性炭、无烟煤和沙粒所组成的过滤器装置。因为完全均质的过滤介质实际上很难得到，每层都有局部的粒度分级，不过从整体上看，过滤效率还是随高度的增加而逐渐增加的。从图可知，这种三层过滤器沉积物分布均匀，下层介质可以得到充分利用，因而其整体截留效率相当高，一般都在 99%以上。

需要特别指出的是，只有在过滤器清洁且无沉积物的情况下，图 2－19～图 2－22 中的简易算法才是有效的。实际上，沉积物聚集的出现，必然会改变过滤器局部的过滤系数 λ_f，在过滤开始时，过滤系数逐渐增大，然后减小，直到完全无截留状态，即当孔隙完全被堵塞时过滤效率变为零。这种现象表明，在

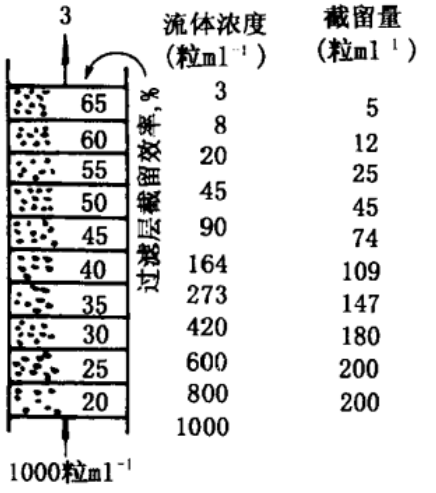


图 2－21　上流式砂粒分级过滤器

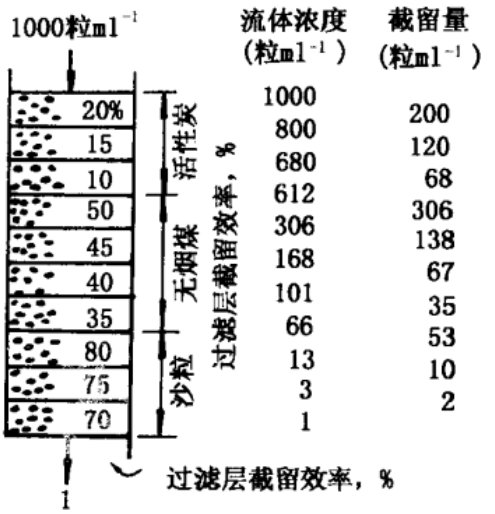


图 2－22　三层过滤器

过滤器的任意层中流出的滤液的浓度都是时间的函数，且有如图 2－23 所示的变化规律：过滤开始时滤液浓度高，以后浓度降低，曲线的最后一段通常称为“穿透”。

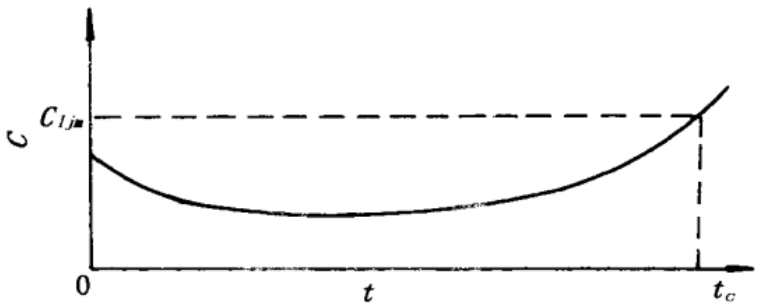


图 2－23　滤液浓度随时间变化的曲线

当过滤层中沉积物增加后，其渗透性就必然会降低，对于恒速操作的过滤器，流经各层的水压梯度是与沉积量成正比的，可表为：

$$\frac{\partial H_t}{\partial L} = \left(\frac{\mathrm{d}H_t}{\mathrm{d}L}\right)_o + K\sigma \qquad (2-56)$$

式中 $\left(\frac{\mathrm{d}H_t}{\mathrm{d}L}\right)_o$ 表示穿过清洁过滤介质时的初始水压梯度；σ 为

单位过滤体积的沉积量，称为“比沉积量”（specific deposit）；$K\sigma$ 为考虑到沉积的增长所应增加的一项。

穿过过滤器各层的总压头损失 H_t，可从上式相对于高度 L，对 t 进行积分获得。此积分与时间 t 的关系近似为线性，可给出如下：

$$H_t = H_o + Kq_1 C_o t \qquad (2-57)$$

这里的 H_o 为初值，即穿过全部清洁过滤介质时的压头损失，q_1 为流速，近似等于表观速度 $\frac{Q}{A}$。

公式(2－57)可以通过图 2－24 加以说明：图线为一上升曲线，它可由实验获得。图中急剧上升的压头损失接近于指数函数的变化趋势，这是由于在过滤器进口处的过滤介质表面的沉积层聚集而造成的。此表面沉积层的形成表明，此时已发生了粗滤，其过滤机理与深层过滤完全相反。产生的后果将是，进口层以下的滤层不能充分利用而致使过滤器运行周期缩短。一旦出现这种急剧上升的压头损失曲线，则可采取以下的一种或几种措施来缩小表面沉积层的影响：

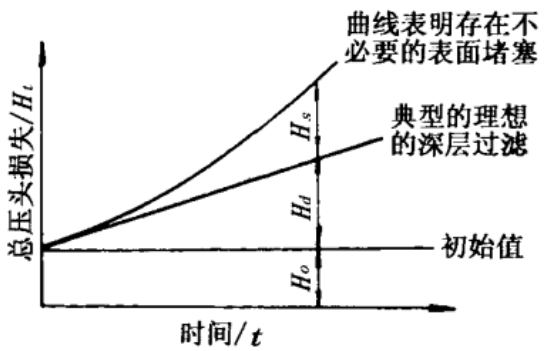


图 2－24　总压头损失随时间变化的曲线

① 通过预处理(即预沉淀，尽可能带有絮凝)来降低进口浓度；

② 经过粗滤或精滤来去除悬浮液中较大的颗粒；

③ 以粗砂替代进口层的过滤介质；

④ 增大过滤速度。

上述理论和计算方法，我们还将在深层过滤器的专论中结合实际操作加以详细分析与讨论。

2－7　计算过滤器压力降的主要方法

虽然任何过滤器(颗粒床或纤维床)都不可能达到100%的过滤效率，但其设计标准还是力求满足高效和低压降。为了建立过滤效率与过滤器操作条件间的定量关系，必须进行过滤机理的研究。鉴于决定操作费用的主要因素是压力降，因而首先必须弄清楚压力降对操作条件的依赖关系及其计算公式，方能达到设计的合理性。

迄今为止，可以在许多文献中查找到计算压力降的形形色色的各种公式，但令人遗憾的是，它们之中有许多公式均存在误差较大和适用面较窄的缺陷，有些甚至是彼此矛盾的。所以，读者在引用下文所介绍的诸公式时，必须特别注意其应用范围和适用条件。

归纳起来说，计算过滤器压力降有三种主要方法：水力半径理论，曳力理论和量纲分析法。实验研究表明，在雷诺数小于1的情况下，只有量纲分析法才能导出一个比较可靠的压力降计算公式。

任何一种压力降理论的提出，都应当有一个相应的理想化的数学模型，以便将真实的研究对象进行必要的简化，并由此借用现成的水动力学概念和方法；或者，在取得一些经验公式的场合，将足够多的实验数据按最小二乘法(曲线拟合)加以处理，也可得到一些极有用的经验曲线。当然，经验关系式毕竟有其局限性，因为如果基本假定就不够正确，那末由此而导出的多孔介质的计算公式就会产生较大误差；此外，实验数据本身的不准确性也同样会给压力降的计算带来误差。

第一种计算压力降的方法即所谓的水力半径理论，它将多孔介质视为由许多细小的毛细管通道所组成，流经这些通道的压力降按上文提到的达西公式(Darcy equation)来计算，也可按卡曼－科泽尼公式(Carman－Kozeny equation)进行计算。

第二种计算方法更适用于高孔隙度的滤材(例如，纤维过滤器)，称为曳力理论(drag theory)。在这种理论中，形成空隙的纤维或粒子被视为是另一种形式的一维粘性流的障碍物。

第三种方法，或者可以说是最简单的一种方法，是由 Davies 首先提出，后经 Werner 和 Clarenburg 加以完善，实质上就是以达西定律为基础的量纲分析法，它可导出压力降与介质孔隙度间的经验关系式。下面将分别介绍这三种方法。

2-7-1 水力半径理论

若将多孔介质视为许多内连通的流道或毛细管，则对于缓慢流(streamline flow)，压力降 Δp 的计算可将达西定律(2-6)式改写成如下形式

$$\frac{\Delta pA}{hQ} = \frac{\mu}{k} \tag{2-58}$$

此处 h 表示滤床厚度。

Dupuit 和 Forchheimer 将公式(2-58)进行了修正，他们认为应当计及介质孔隙度的影响，即通过孔隙的平均速度实际应大于表观速度$\frac{Q}{A}$，因此他们建议用平均孔隙速度 $v = \frac{Q}{A\varepsilon}$来代替$\frac{Q}{A}$，从而将(2-58)式修正为：

$$\frac{\Delta pA}{hQ} = \frac{k_1\mu}{\varepsilon} \tag{2-59}$$

式中 $k_1 = 1/k$ 为渗透率的倒数。从上公式不难知道渗透率的量纲应为 $[L]^2$，此长度 L 被定义成多孔介质的“水力半径”，它反映了与多孔介质等价的假想毛细管的一种属性。

Blake 采用平均水力半径的概念，并综合了 Kozeny 处理通过颗粒床流动的理论，得到如下关系：

$$\frac{\Delta pA}{hQ} = \frac{k_2\mu S^2}{\varepsilon^3} \tag{2-60}$$

Carman 对上式又进行了修正，得到

$$\frac{\Delta pA}{hQ} = \frac{k_3 \mu S_o^2 (1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \qquad (2-61)$$

以上公式中的 k_1，k_2 和 k_3 为与介质渗透性有关的实验常数；S 为单位体积(多孔介质)的表面积；S_o 则为单位体积(固体材料)的表面积。

对于颗粒状滤材，公式(2-61)还可以进一步写成如下形式：

$$H = 6\frac{\gamma}{g}\frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} v \left(\frac{\beta}{d_p}\right)^2 h \qquad (2-62)$$

式中 H ——水头损失，m 水柱；

γ ——水的运动粘度，m^2/s；

h ——滤层厚度，m；

d_p ——滤层缝隙直径，m；

β ——滤材形状系数；

ε ——滤层孔隙度。

2-7-2 曳力理论

1924 年，Emersleben 第一个用曳力理论对多孔介质的渗透性作出物理解释，后再由 Iberall 加以完善。根据他们的理论，孔隙的壁将视为另一种形式的粘性一维流动中的阻碍物。在壁上每一个位置流体所受阻力可藉纳维－斯托克斯方程(Navier－Stokes equations)来估算，壁上阻力总和即可用以估算总压力降。

Emersleben 建议，用 f 表示单根纤维单位长度上的阻力，其值为

$$f = 4\pi\mu v$$

Iberall 则提出，通过具有高孔隙度纤维床的压力降，可按下式加以计算：

$$\frac{\Delta pA}{hQ} = \frac{16\mu}{3d_e^2}\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right)\left(\frac{4-\ln Re}{2-\ln Re}\right) \qquad (2-63)$$

很显然，这一理论明显不同于水力半径理论，因为从上式可知，渗透性将不是一个常数，随雷诺数的不同而改变。事实上，在流

动可视为“名义粘性流”的许多场合，渗透性随流动而改变的特征是可以观察到的。

结合多次实验研究，Iberall 又对自己所提出的关系式(2－63)作了进一步的修正，变为：

$$\frac{\Delta pA}{hQ} = \frac{9.4\mu}{d_e^2}\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right)\left(\frac{2.4-\ln Re}{2-\ln Re}\right) \qquad (2-64)$$

在这两个方程中的 d_e，表示有效纤维直径。

Chen 发展了 Iberall 的理论，认为计算阻力时必须考虑相邻纤维间的相互干涉作用，亦即作用于过滤器中纤维上的阻力绝不会与一根孤立的纤维所受阻力相同。应用 Chen 的理论，Wheat 对垂直于流动方向的纤维上的阻力进行了研究，并由此导出了一个计算纤维过滤器的压力降公式：

$$\frac{\Delta pAd_e^2}{hQ\mu} = k_4\left[\frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon}\right] \qquad (2-65)$$

式中 k_4 称为阻力系数，派生于一种“滑流”现象，其倒数 $1/k_4$ 可通过滑流校正因子 C 来确定：

$$1/k_4 = 0.034 + 0.601(C-1) \qquad (2-66)$$

式中 C 与纤维直径有关，在空气过滤器中则与气体分子的平均自由程也有关系。当纤维直径在(0.18～14.4)μm 范围以及过滤器孔隙度在(0.75～0.94)范围时，公式(2－66)可以采用。

2－7－3　量纲分析法

这是一种与前面两种均不相同的方法，首先由 Davies 提出。他以达西定律为基础，并采用了量纲分析中的 π 定理，建立了一个适用面较广(适用于多种滤材和各种密度不相同的纤维床)的计算公式：

$$\frac{1}{k} = \frac{\Delta pAd_e^2}{hQ\mu} = 64(1-\varepsilon)^{1.5}[1+56(1-\varepsilon)^3] \qquad (2-67)$$

公式左边的无量纲数群，即为大家所熟知的渗透系数 $1/k$。此公式的适用范围为：

纤维直径——1.6～80μm，

纤维床的孔隙度——0.700～0.994。

Davies 还指出，应当用纤维直径的算术平均值来代替纤维的有效直径 d_e。Werner 和 Clarenburg 二人在 Davies 理论的基础上，作了大量的实验研究，认为渗透系数与孔隙度的依赖关系十分密切，对方程(2－67)修正为：

$$\frac{\Delta pAd^{-2}}{hQ\mu} = k_5(1-\varepsilon)^{1.5} \qquad (2-68)$$

此式的适用范围为：

纤维直径——0.1～3μm，

纤维床孔隙度——0.88～0.96。

式中

$$k_5 = 180C^{-2.5} \qquad (2-69)$$

称为阻力系数。对于多组分玻璃纤维过滤器，用(2－68)式计算压力降较为合适。

2－7－4　压力降的一般表达形式

正如我们在方程(2－58)所看到的，只要通过多孔介质的流动满足层流假定，压力梯度就应是表观速度 $V=\frac{Q}{A}$ 的线性函数：

$$\Delta p/h = aV \qquad (2-70)$$

式中 a 为反映流体和介质特性的一个常数，它正比于流体粘度。

当流动加快时，先前被假定可以忽略流体由惯性而产生的动能损失，此时在确定压力降时开始产生重要影响。在流经空管的情形，惯性效应一开始就表现得十分强烈，它使层流转化为带有旋涡的紊流流动。这种从层流到紊流的过渡区可用雷诺数来判断。例如，对于许多流体而言，当雷诺数处于 $2000 < Re < 4000$ 范围时就会产生紊流。

然而，大不相同的是，对于通过多孔介质的流动，却很难找到一个临界雷诺数来作为达西定律是否满足的判据，这很大程度上是由于与特征长度 d 有关的不确定因素所造成的。也就是说，

达西定律的适用范围本身也具有不确定性，迄今为止，所有寻找达西定律适用与否的简单判据均告失败。

比较现实的解决方法是这样：当达西定律不能满足时，可以在方程(2－70)的右端增加一个表观速度的二次项：

$$\Delta p/h = aV + bV^2 \qquad (2-71)$$

式中 b 是有关介质特性的一个常数，它与流体密度成正比。

Ergun 对由固体颗粒组成的填充塔进行过深入的研究，提出了一个计算压力降的公式：

$$\frac{\Delta p}{h} = \alpha\mu V\left[\frac{S_o^2(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}\right] + \beta\rho V^2\left[\frac{S_o(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3}\right] \qquad (2-72)$$

式中 α，β——均为实验常数；

ρ——流体密度。

2－7－5 纯理论方法

迄今为止，以上所有求解压力降的关系式严格地说均为半经验公式，一旦其应用范围超越其推导时的假定和条件，就有可能出现很大误差。Clarenburg 和 Piekaar 曾经提出一个计算纤维过滤器压力降的纯理论公式，在推导中涉及到孔隙的尺寸分布及弯曲性，还有毛细圆管流中的 Poiseuille 定律，从而推得：

$$\Delta p = 11.4\mu hVn_pT^2/\varepsilon l^2 \qquad (2-73)$$

式中 $n_p = [N(N-1)/\pi] - N/2$，表面积上的孔隙总数；

$N = 8(1-\varepsilon)\bar{d}l/\pi d^2$；

T——孔隙的弯曲度因子，$T = \dfrac{h_E}{h}$；

l——纤维的平均长度；

h_E——通过厚为 h 的纤维床的流线的真实长度。

方程(2－73)与以上所述其他方程均不相同，作者认为该式的适用范围为孔隙度小于 0.94 的过滤器，而在 0.88～0.96 范围所作的实验表明，实测值与用(2－73)式所得计算值吻合良好。

第三章　过滤式离心机

过滤式离心机的转鼓可分为圆柱形和圆锥形两大类：前者的典型代表为三足式离心机，也称篮式离心机；后者主要有离心力卸料离心机（简称锥篮离心机）及由此派生出来的扭振式和轴振式离心机、反跳环离心机、螺旋过滤式离心机、进动式离心机等。鉴于进动离心机的复杂性和新颖性，将安排在下一章专题讨论。

3－1　三足式离心机

3－1－1　工作原理和操作特点

采用离心过滤机过滤含有很小颗粒的悬浮液时，通常需用滤布作过滤介质，同时要求滤饼对滤布不发生相对运动。显然，满足这些要求的最简单的一种离心机为三足式离心机，如图3－1所示。它具有竖轴、实底和半封闭顶的圆柱状转鼓，顶部的围边称为鼓缘，转鼓支在三足架上，故名三足式离心机。

在一般情况下，转鼓罩面上钻有很多小孔，内侧覆有一层或多层大孔金属滤网，作为装在转鼓中的袋状滤布的支撑。在启动前或启动后，将悬浮液自顶部导入转鼓，使滤液通过罩面流出，而固体颗粒则被截留在滤布上。

在图3－1所示的简单情况下，滤渣是在停机之后用人工移出或采用更换滤布袋的方法进行卸料的。比较先进的一种三足式离心机如图3－2所示，使用时可先将转鼓的转速降至每分钟几转，然后将一犁形刀片推入滤渣以排除固体物料。犁形刀将固体翻向转鼓轴线，使滤渣从转鼓底部开口处落出，借助于定时器，全部操作均可自动进行。

三足式离心机的典型操作循环包括以下9个阶段：

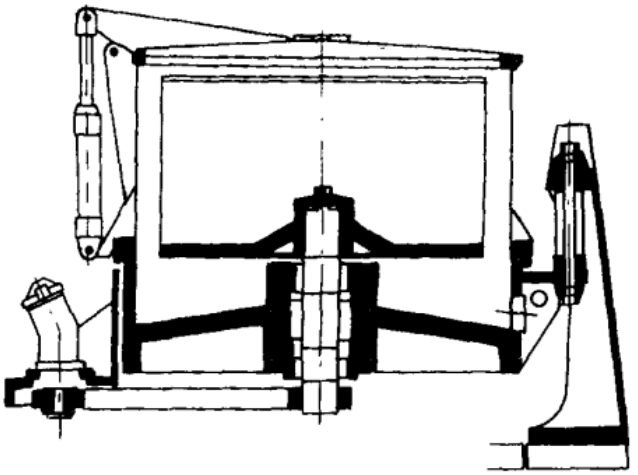


图 3－1　人工卸料三足式离心机示意图

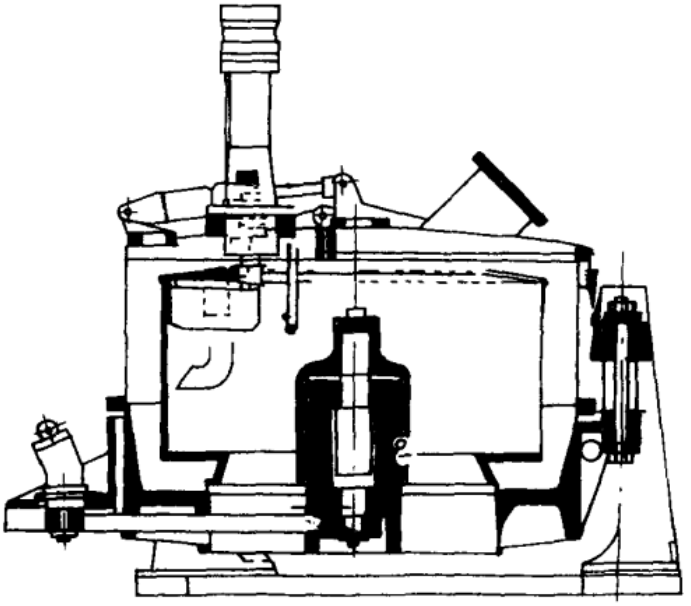


图 3－2　用犁形刀片卸料的三足式离心机

(1)第一个加速周期

转鼓启动，加速到喂料所必须的一个中等转速。所需时间一般是固定的，并可作为机器的机械特性及电机特性的函数。

(2)喂料阶段

在中等转速下加入进料悬浮液，并在中等转速下过滤悬浮

液。如果悬浮液的液体体积小于篮筐的体积，则可以尽可能地提高喂料速率，当然还需考虑到功耗及喂料管尺寸等因素。若液体体积大于篮筐体积，则喂料速率需要固定在某一个量值(当关闭喂料阀时,篮筐中的液面高度保持在最大值处)，以确保尽可能快地供液。

喂料速率的选择十分重要，它很大程度上依赖于所需功率和有用功率的均衡。此外，还需考虑滤饼的分布状况。

通常，在开始时喂料速度应当超过排水速度，以便能使滤饼较均匀地分布在篮筐上。如果固体密度小于液体密度，则喂料速度就应当低于排液速度，此时还应当考虑使用滤饼分布器。

(3)第二个加速周期

当喂料阶段停止后，篮筐已被加速至最大速率，以便尽快卸除剩余母液。这一周期的时间间隔可按电机说明书来控制，而母液的排除总量以及所需时间也可以进行计算。

(4)理想旋转阶段

此阶段，转鼓一直保持在高速旋转下进行脱水，直至液面高度降落到滤渣表面为止。

(5)漂清阶段

当第(4)阶段终止时，漂清液开始喷洒到滤饼上，以便除去剩余母液，或母液中不需要的污物，此时通过滤饼的流动为“塞流”。

漂清过程须留心，为了确保一定的转速以及达到所需要的漂清速率，必须提供足够的功率。

(6)理想漂清速率和时间

当液面高度降至滤饼表面时此阶段结束，漂清速率由主电机来控制，而漂清的理想旋转时间通常比较低。

(7)旋转甩干

最后的过滤阶段称为旋转甩干，此时有效的滤饼厚度将随液面高度的减少而减小；压头也相应地按正比关系减少。

(8)刹车

刹车所需时间，应由传动系统和使用工况的特性来决定，在某些情况下设备的刹车时间可以长达 50～250 秒。

(9)卸载

卸载时间，也依赖于传动系统和使用工况，通常需要 5～60 秒，或更长一些，特别是对于那些刮动较困难的物料。

鉴于滤布总不可能非常平滑，故犁形刀片就不能一直伸到滤布上，所以不可能将滤饼卸除干净。总会有一层很薄的，通常称为“余渣”(residual heel)的固体颗粒留在转鼓内。在不允许存留余渣的场合，可采用气动滤饼卸除装置来代替上述犁形刀片。这种气动卸料装置，分为压缩气体喷射式和真空式两种。显然，仅当滤饼易于碎裂而颗粒又无粘性时才适合使用气动卸料装置。

由于三足式离心机都是立式的，在重力影响下倾向于形成不均匀的滤渣，通常较低处的滤饼要比较高部分的厚，所含颗粒也较大。因此，若需要进行洗涤时，滤饼的这种不均匀性就可能使卸出的固体在纯度上欠均匀。所以，在这种场合，最好还是使用图 3－3 所示的卧式刮刀卸料离心机。它是一种比较先进的过滤式离心机，形成的滤饼可在转鼓全速转动下，由一把称之为“刮刀”(peeler)的坚固刀片来卸除。一般地说，这种刮刀卸料离心机都是在恒定的转速下操作的，因而就无需用以加速和减速的非生产时间。可见，在过滤和脱水阶段较短的情况下，这种离心机还是很能吸引人的。

在使用三足式离心机时，若加速和减速阶段用 3 分钟，过滤和脱水阶段用 30 分钟，则非生产时间仅为生产时间的 10%，这可认为是比较适宜的。但在过滤和脱水阶段仅需 3 分钟的情况下，非生产时间与生产时间相等，显然这就很不经济。在这种场合，尽管刮刀卸料离心机的投资较大，但综合考虑仍比采用三足式离心机来得经济。

在高转速下卸料，容易发生晶体显著破碎的现象，而且也会

降低余渣的渗透性。所以，通常须用适当的洗涤液洗涤余渣，以便恢复其渗透性。此外，可采用轴向往复刀来代替旋转的全宽刀，这样可大大降低卸料过程中滤饼被压实的程度。

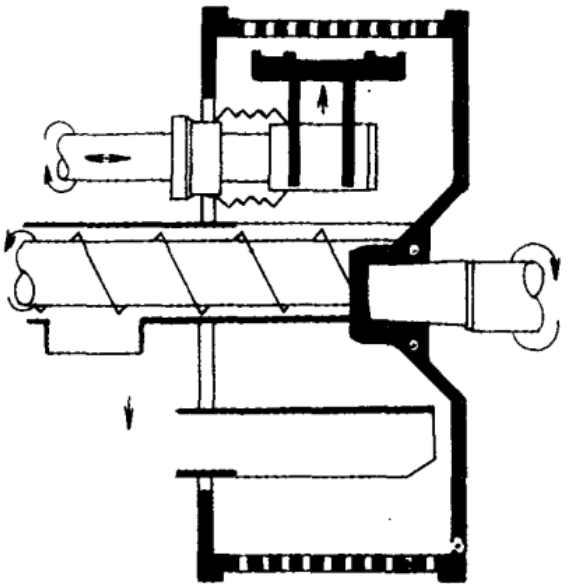


图 3－3　刮刀卸料离心机

从机械角度考虑，使用这种往复刀优点明显，因为往复刀很像车床车刀那样工作，切口很小，故能卸除很硬的滤饼，而全宽刀则难以做到这点。不过，使用往复刀需要的卸料时间一般较长。

刮刀卸料离心机装在有弹簧减振系统的重底座上，故当离心机在超共振区工作时，减振系统能够克服掉较大的不平衡力，有利于平稳操作。

当过滤速度超过进料速度时，便会产生不平衡力，从而导致在进料过程中滤饼不为液层所覆盖的现象。为了避免由于进料速度波动所引起的滤饼不均匀现象，滤饼上面是需要覆盖液层的。

由于刮刀卸料离心机通常都是在全速下进料，所以当采用该机型来处理易于过滤的悬浮液时，理所当然应使用一些大功率电动机，以保证在整个进料过程中，进料速度都能超过过滤速度。

3-1-2 理论计算

在大多数理论分析中，均假定篮筐中液面高度不变，因而离心压力保持常数，其计算公式均采用第二章的 Grace 公式(2-17)。然而，工业离心机的实际操作情况并非如此，因为液面往往出现波动，在液面高度达最大值之前，需要有一段时间让过量的液体被排走，这就势必造成液面高度的降低，因此离心压力也是波动的。

考虑到这些变化因素后，Coulson 和 Richardson 提出了一个计算通过滤饼的总压降公式：

$$\Delta p = \frac{\alpha\mu}{2\pi}\frac{\mathrm{d}^2V}{\mathrm{d}y\mathrm{d}t}\ln[(r_b/r_s)+(l/r_b)] \qquad (3-1)$$

式中符号(参见图 2-5)

r_b ——篮筐内半径；

r_s ——滤饼表面半径；

α ——滤饼比阻；

l ——有效滤饼厚度，即以均匀多孔滤膜为介质时的当量滤饼厚度；

V ——t 时刻滤出的液体体积；

y ——从篮筐底部计量的距离；

μ ——滤液粘度。

再考虑到第二章的公式(2-8)，此处为

$$\Delta p = \frac{1}{2}\rho\omega^2(r^2 - r_0^2) \qquad (3-2)$$

式中 ρ ——液体密度；

r_0——液面半径；

ω——转鼓角速度。

在离心机中，由于离心力远比重力大，因此参数随 y 的变化是非常小的，故有

$$\frac{\mathrm{d}^2V}{\mathrm{d}y\mathrm{d}t} = \frac{1}{H}\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t} \qquad (3-3)$$

此处 H 表示篮筐的计算高度。

联立(3－1)～(3－3)，则有

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\pi\rho\omega^2 H}{\alpha\mu} \frac{(r_b^2 - r_0^2)}{\ln[(r_b/r_s) + (l/r_b)]} \tag{3-4}$$

在喂料阶段，$\omega = \omega_f$，于是其脱水速率应为：

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\rho\pi\omega_f^2 H (r_b^2 - r_0^2)}{\alpha\mu \ln[(r_b/r_s) + (l/r_b)]} \tag{3-5}$$

若设 Q_f 为喂料速率，r_{om}为最大液面半径，r_{sm}为最终的滤饼表面半径，则可从上式导出一个计算喂料速率 Q_f 的简便公式：

$$Q_f = \frac{\rho\pi\omega_f^2 H (r_b^2 - r_{om}^2)}{\alpha\mu \ln[(r_b/r_{sm}) + (l/r_b)]} \tag{3-6}$$

在加速阶段，可近似假定按线性函数规律加速转鼓：

$$\omega = \omega_f + k_1 t \tag{3-7}$$

式中常数 k_1 与篮筐负荷有关

联立(3－6)和(3－7)并进行积分，可得

$$\ln\left[\frac{r_b^2 - r_{om}^2}{r_b^2 - r_{oi}^2}\right] = \frac{\rho(\omega_m^3 - \omega_f^3)}{3\alpha k_1 \mu \ln[(r_b/r_{sm}) + (l/r_b)]} \tag{3-8}$$

式中 ω_m——转鼓的最大角速度；

r_{oi}——第二加速周期终止时的液面半径。

按(3－8)式可计算 r_{oi}，从而可确定仍需排卸的滤液量。

采用同样方法，也可得到理想旋转阶段的计算公式：

$$\ln\left[\frac{r_b^2 - r_{oi}^2}{r_b^2 - r_{sm}^2}\right] = \frac{\rho\omega_m^2 t_i}{\alpha\mu \ln[(r_b/r_{sm}) + (l/r_b)]} \tag{3-9}$$

式中 t_i 为理想旋转阶段的操作时间。

在漂清阶段，漂清速率 Q_w 可按下式计算：

$$\ln\left[\frac{Q_w - Q_{w1}}{Q_w - Q_{w2}}\right] = \frac{\rho_w\omega_m^2 t_{wf}}{\alpha\mu_w \ln[(r_b/r_{sm}) + (l/r_b)]} \tag{3-10}$$

式中 t_{wf}为喂洗时间，而 Q_{w1}和 Q_{w2}分别为最小和最大洗涤水排放速率，其值可按公式(3－6)计算。

在第(6)阶段，理想漂清时间 t_{wi} 可按下式求得：

$$\ln[Q_{w2}/Q_{w1}] = \frac{\rho_w \omega_m^2 t_{wi}}{\alpha\mu_w \ln[(r_b/r_{sm}) + (l/r_b)]} \qquad (3-11)$$

式中 ρ_w——洗涤液的密度；

ω_m——转鼓的最大角速度；

μ_w——洗涤液的粘度。

在第(7)阶段，甩干时间 t_{sd} 可按下式进行估算：

$$t_{sd} = \frac{2\alpha\varepsilon\mu}{\rho\omega_m^2}\left[\left(1 - \frac{l}{2r_b}\right)\left(\frac{h - h_m}{2r_b - h}\right) + \frac{l}{2r_b}\ln(h/h_m)\right] \qquad (3-12)$$

式中 ε——滤饼的孔隙度；

h——滤饼厚度；

h_m——滤饼中剩余水分的厚度。

至此，对于一个完整的操作循环中的每个阶段，都已给出了相应的计算公式。为了确定最佳滤饼厚度，必须首先确定对应于各种不同滤饼厚度的一系列循环时间。可见，要想获得生产能力与滤饼厚度间的简单关系，显然是不大可能的。但总的离心机生产能力 Q，可按下式估算：

$$Q = Q_f t_f / t_T \qquad (3-13)$$

式中喂料速率 Q_f 应按(3-6)式计算，t_f 为喂料时间，t_T 为总的循环周期。

3-1-3 技术发展概况

(1)卸料

人工上卸料三足离心机在纺织、化纤、制药、制糖、炸药、电镀工业以及香料等行业，目前仍获得广泛应用，其主要原因是产品不受损伤，晶体不遭破坏。吊袋式上卸料装置既可保证上述要求，又大大减轻了劳动强度。

在手动或电-液动机械刮刀式的三足离心机中，多数为下卸

料方式，在国外也有采用机械刮刀—螺旋装置上卸料的机型，以利于设备的布置。若采用气力上部卸料(气刮刀)方式，则兼可达到卸料及输送的目的。若采用上卸料方式，其优点是可以降低离心机本身的安装高度。

若转鼓较小，则通常采用宽刮刀，靠刮刀的旋转动作来卸料。较大转鼓中则可采用窄刮刀，靠刮刀的旋转和轴向移动完成卸料。一般刮刀上均采用可更换的合金钢刀刃。

(2)传动的改进

采用具有无级调速特点的变容积式液压传动，可以满足三足离心机的变速要求:在分离时要求高速运转，而在卸料时则要求低速旋转，以便刮刀对产品粒度的破坏最小、振动最小，并能保证最大的刮削力。

目前，瑞士的 Escher Wyss 公司所生产的 V－100/130 型三足离心机，已采用了液压轴向活塞变速转动，而不再用 V 型皮带。日本田边铁工所生产的 ACT 型则采用直流电机可控硅无级调速；AFT 型采用滑叉电机调速，均使摩擦和易损零件减少。田中公司还应用了“VS”联轴节无级调速。

通常三足离心机大多采用底部传动，以致安装和维修不便。近年美国生产的 ATM 和 MARKⅢ型三足离心机则设计为上部油压变速传动，将传动部件都集中于机器上部，从而加大了下部卸料口以便排料更为通畅。

在制动方式上，日本田边铁工所采用直接电气制动，因而大大简化了制动装置。在 SLG 型三足离心机中还专门设有振动检测仪、速度测示仪，以避免传动事故的发生。瑞典 Alfa－Laval 公司在传动装置设计中，考虑了消除噪音公害，为油泵和油马达安装了吸音和隔音罩板。

(3)自控

关于三足离心机的全自动化操作(包括自动给液机构、给液检测计和滤饼厚度检测计、自动刮料机构以及程序控制装置等)的研

究，目前已取得了长足的进展。瑞士 Escher Wyss 公司所研制的变速间歇加料——分离的自动控制机构最为成功，其流程如图 3－4所示。

在自控技术发展中，控制部分通常采用电动单元仪表，执行机构则一般须用气动装置，中间通过气—电转换。这样既可使动作平稳可靠，能适应防爆要求，同时又可保证系统进行电子计算机监视，这是当前国际新技术发展的主要趋向。

(4)对放射性污水的处理

将蛭石垫附设于立式的篮筐壁，依靠离心力使污水通过该垫。与采用交换柱所进行的离子交换处理方法相比，此项新技术的最大优点是接触时间短，从而大大减少了辐射的危险；并且垫的处理较简单。

放射性污水的化学处理所产生的残渣中，含有从污水中排出的大部分放射性物质，一般在处理前有必要将其浓缩。这种化学残渣的过滤性能是非常差的，但在冷冻和解冻之后可得到很大改善。为浓缩一定类型的“冷冻—解冻”残渣，英国原子能研究中心使用三足离心机来进行操作。

该离心机主要是软钢结构，装有带观察窗和出口管的安全罩。篮筐安装在装有滚珠和滚柱轴承组件的牢固的笼中。旋转的篮筐实际上就是一个易处理的容器，其容积为 45L，直径 46 cm，深为 38 cm。篮筐由软钢制成，在其多孔金属壁上内衬结实的滤纸，将残渣从正好在顶部下方处垂直地投放入旋转篮筐的中心。当注满后拆下篮，并将其放入屏蔽的易处理的容器中。

这种离心处理“冷冻—解冻”化学残渣的新技术，可以获得易处理的密实性固体滤饼。其专用设备和工艺流程如图 3－5 和图 3－6 所示。

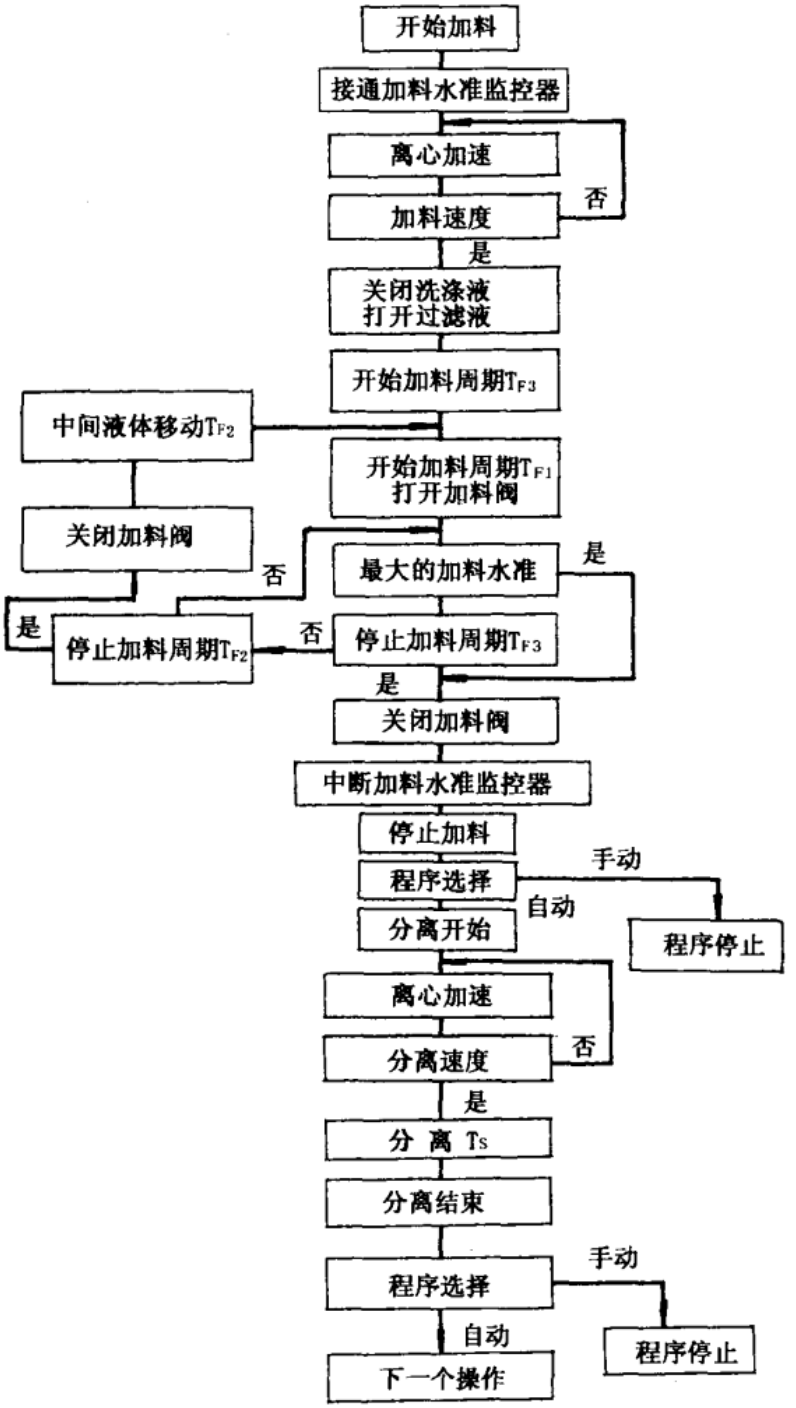


图 3－4　三足离心机自控流程

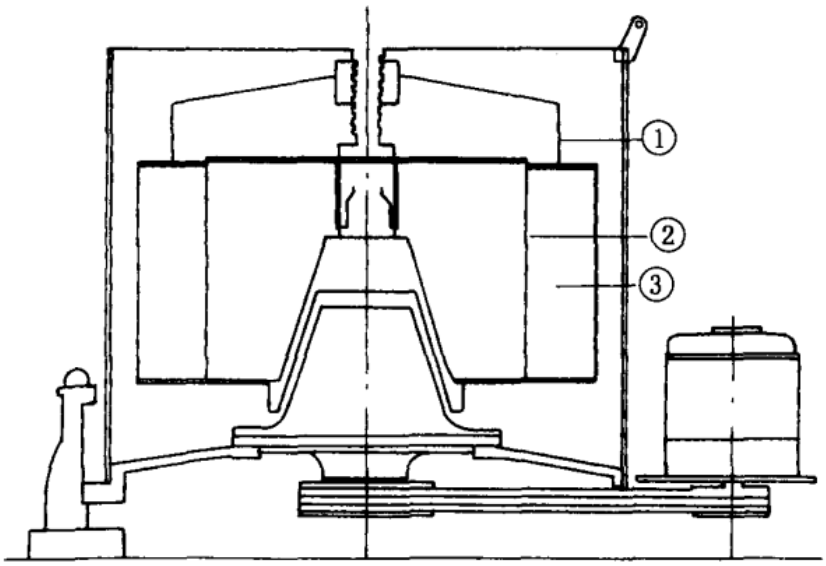


图 3－5　处理放射性污水的专用离心机

①—顶盖；②—两个同心圆柱形多孔壳；③—可提升的篮

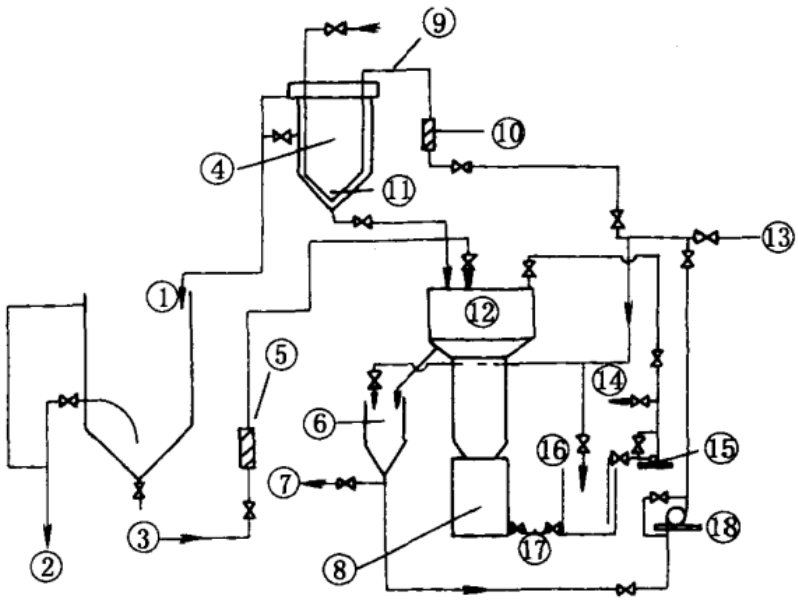


图 3－6　处理放射性污水的工艺流程

①—沉淀槽；②—延迟系统；③—原料供给槽；④—蛭石供料槽；⑤—流量计；⑥—排放槽；⑦—延迟系统；⑧—处理室；⑨—回洗槽；⑩—流量计；⑪—空气搅动；⑫—三足离心机；⑬—处理槽；⑭—延迟系统；⑮—清洗泵；⑯—清洗槽；⑰—无滴液耦接器；⑱—排放泵

3－2　离心力卸料离心机

离心力卸料离心机，简称锥篮离心机，是自动连续过滤式离心机中结构最简单的一种。它没有任何卸料装置，而且由于连续卸料故滤饼很薄(厚度一般小于 4 mm)，脱水效率高，能在较短时间内获得含湿量较低的滤饼。鉴于它具有生产连续、劳动强度小、结构简单、造价低以及功耗少等优点，故在小化肥生产、制糖工业和制盐工业生产中有着广泛的应用。

3－2－1　结构和性能参数

自从 1956 年 Hein Lehmann 公司正式生产锥篮离心机以来，迄今已发展到 10 多个系列 30 多种型号。世界上共有 10 余家大公司生产这种离心机，主要有德国的 Salzgitter、Starcosa、日本的日立造船、英国的 Broadbent、法国的 Fives Lille－Cail 以及美国的 Western State Machine 等公司。其主要系列及技术参数如表 3－1 所示。

表 3－1　锥篮离心机主要系列及参数

国别	公司名称	系列		转鼓		转鼓转速/(r/min)	分离因数	功率/(kW)	备注
		名称	型号数	直径/mm	半锥角				
日本	日立造船	STZ	4	380～1020	34°	3300～1650	1900～1650	7.5～37	
法国	Fives Lille－Cail	FC	3	915～1000	34°～30°	1900		45～60	
德国	Salzgitter	CC	2	750～900		2200～2000		30～37	
德国	Hein Lehmann	K	3	850～1000					
德国	Starcosa		4	300～1000	30°		1500～400		
英国	Broadbent	SP	2	914				18～30	卧式
美国	Western State	CC							
美国	CMI	CW	2	500～650		1170		8～12	

日本的日立造船厂是生产锥篮离心机的主要公司之一，它所生产的 STZ 型离心机最为著名(见表 3－2)，现已在世界制糖工业中得到了广泛的应用。该机有一个无孔的锥形转鼓(图 3－7)，转鼓下端设置一个圆柱形布料器，转鼓内装有滤网和衬网。滤网采用 SUS 304 或镀铬的纯镍板制成，滤网缝隙宽度为 0.04～0.25mm，开孔率为 4%～15%。机壳有三个同心圆筒，组成 3 个互不相同的环形空间，内部为传动机构，中间为滤液室，外部为排渣室。物料进入布料器即可获得加速，并可均匀地分布在滤网上。通过滤网的液体将沿鼓壁上流，由转鼓大端的溢流口导入滤液室，而滤渣则由转鼓上端卸入排渣室。

表 3－2　STZ 型锥篮离心机的技术参数

型　　号	转鼓直径/(mm)	转鼓半锥角	转鼓转速/(r/min)	分离因数	功率/(kW)
STZ－3	380	34°	3000	1900	7.5
STZ－6	560	34°	2600	2100	22
STZ－8	720	34°	2200	1935	30
STZ－10	1020	34°	1650	1545	37

这种锥篮离心机除广泛应用于制糖工业外，还广泛用于分离尿素、无机盐、有机酸等 10 几种物料。

3－2－2　生产能力与卸料功率

锥篮离心机有一个极大的缺点：物料在筛篮中的运动速度(停留时间极短，一般只有 0.04～0.33s)不易控制；筛篮的锥角必须精心选择。例如，若筛篮的半锥角小于物料安息角则不卸料；若半锥角比物料安息角大于 1°以上时，则物料往往会很快(停留时间仅有千分之几秒)滑出筛篮以致最终余湿量过大。因此，尽管这种离心机历史悠久，但如果没有一套严格的设计计算公式(物料停留时间、卸出速度、生产能力及功率计算)作为理论依据，则其应用开发的合理性和经济效益将会受到较大影响。

严格地说，物料在锥形转鼓中的相对运动是一个双自由度的

相对运动的动力学问题，本书拟采用拉格朗日分析力学方法进行处理，这比应用传统的牛顿力学方法简便得多。

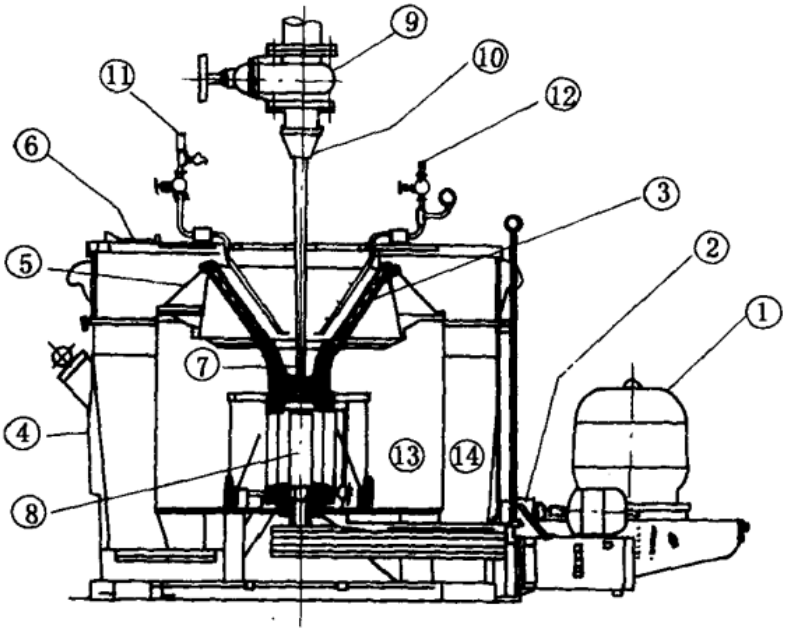


图 3－7　STZ 型锥篮离心机

①—主电动机；②—润滑油泵；③—转鼓及筛网；④—外机壳；⑤—内机壳；⑥—顶盖；⑦—物料加速器；⑧—驱动轴；⑨—加料阀；⑩—加料喷嘴；⑪—洗水管；⑫—蒸汽管；⑬—滤液室；⑭—结晶室

在图 3－8 中，设动系 $O-x'y'z'$ 与转鼓固结在一起绕 oz 轴（oz 与 oz' 重合）作定轴转动，并以 Ψ 和 $\frac{d\Psi}{dt}$ 表示它的角位移和角速度。为方便起见，可在转鼓壁面上选取球坐标(ρ,θ,φ)。因为对锥篮离心机而言，θ 角是常量且等于筛篮半锥角 A，所以广义坐标为 ρ 和 φ。图中的$\vec{\rho}_0$，$\vec{\theta}_0$和$\vec{\varphi}_0$表示对应于球坐标的三个单位矢量。由于牵连运动是定轴转动，故单位质量物料的总动能应等于：

$$T=\frac{1}{2}\left\{\left(\frac{d\rho}{dt}\right)^2+\rho^2\left(\frac{d\Psi}{dt}+\frac{d\varphi}{dt}\right)^2\sin^2A\right\} \qquad (3-14)$$

在此，广义力 Q_ρ 和 Q_φ 是通过物料摩擦力在虚位移 δ_ρ 和

$\rho\delta\varphi\sin A$ 方向所作虚功来计算的。摩擦力$\vec{F}$与物料相对速度$\vec{V}_r$反向，它与锥篮母线的夹角称为牵引角记为 B，不难看出

$$\begin{cases} \sin B = \dfrac{\rho\left(\dfrac{\mathrm{d}\varphi}{\mathrm{d}t}\right)\sin A}{\sqrt{\left(\dfrac{\mathrm{d}\rho}{\mathrm{d}t}\right)^2 + \rho^2\left(\dfrac{\mathrm{d}\varphi}{\mathrm{d}t}\right)^2\sin^2 A}} \\ \cos B = \dfrac{\dfrac{\mathrm{d}\rho}{\mathrm{d}t}}{\sqrt{\left(\dfrac{\mathrm{d}\rho}{\mathrm{d}t}\right)^2 + \rho^2\left(\dfrac{\mathrm{d}\varphi}{\mathrm{d}t}\right)^2\sin^2 A}} \end{cases} \tag{3-15}$$

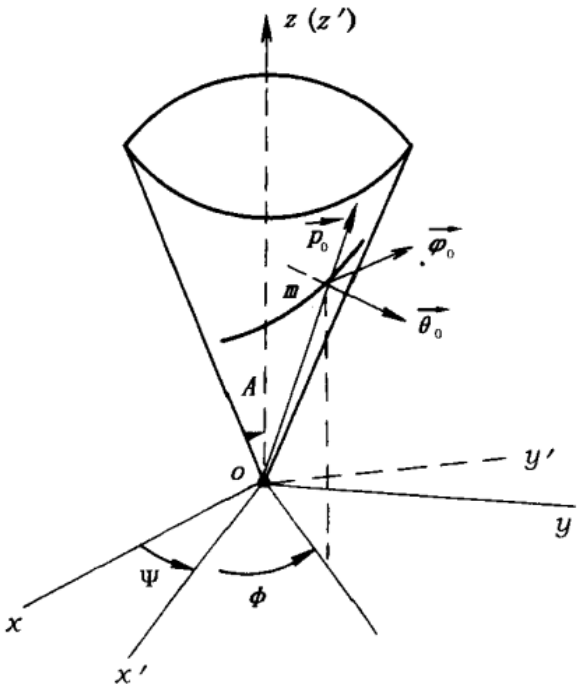


图 3－8　锥形转鼓上的两套坐标系

然后，再分别写出物料的相对加速度$\vec{W}_r$、牵连加速度$\vec{W}_e$和哥氏加速度$\vec{W}_c$与单位矢(也即转鼓外法线方向)$\vec{\theta}_0$的数积：

$$W_{r\theta} = -\rho\left(\frac{d\varphi}{dt}\right)^2 \sin A\ \cos A$$

$$W_{c\theta} = -\rho\left(\frac{d\Psi}{dt}\right)^2 \sin A\ \cos A$$

$$W_{c\theta} = -2\rho\left(\frac{d\Psi}{dt}\right)\left(\frac{d\varphi}{dt}\right) \sin A\ \cos A$$

将以上三式相加并变号，即可求得单位质量物料对篮壁的正压力：

$$F_n = \rho\left(\frac{d\Psi}{dt} + \frac{d\varphi}{dt}\right)^2 \sin A \cos A \tag{3-16}$$

随之，可写出两个广义力分别为：

$$Q_\rho = -\frac{\mu\rho\dfrac{d\rho}{dt}\left(\dfrac{d\Psi}{dt} + \dfrac{d\varphi}{dt}\right)^2 \sin A\cos A}{\sqrt{\left(\dfrac{d\rho}{dt}\right)^2 + \rho^2\left(\dfrac{d\varphi}{dt}\right)^2 \sin^2 A}} \tag{3-17}$$

$$Q_\varphi = -\frac{\mu\rho^3\dfrac{d\varphi}{dt}\left(\dfrac{d\Psi}{dt} + \dfrac{d\varphi}{dt}\right)^2 \sin^3 A\cos A}{\sqrt{\left(\dfrac{d\rho}{dt}\right)^2 + \rho^2\left(\dfrac{d\varphi}{dt}\right)^2 \sin^2 A}} \tag{3-18}$$

然后，将(3-14)、(3-17)和(3-18)诸式代入拉格朗日方程

$$\begin{cases} \dfrac{d}{dt}\left(\dfrac{\partial T}{\partial\left(\dfrac{d\rho}{dt}\right)}\right) - \dfrac{\partial T}{\partial \rho} = Q_\rho \\ \dfrac{d}{dt}\left(\dfrac{\partial T}{\partial\left(\dfrac{d\varphi}{dt}\right)}\right) - \dfrac{\partial T}{\partial \varphi} = Q_\varphi \end{cases} \tag{3-19}$$

经整理化简后，便可导出物料相对于锥形转鼓的运动微分方程式：

$$\begin{cases} \dfrac{d^2\rho}{dt^2} = \rho\left(\dfrac{d\Psi}{dt} + \dfrac{d\varphi}{dt}\right)^2\sin^2 A - \dfrac{\mu\rho\dfrac{d\rho}{dt}\left(\dfrac{d\Psi}{dt} + \dfrac{d\varphi}{dt}\right)^2 \sin A\cos A}{\sqrt{\left(\dfrac{d\rho}{dt}\right)^2 + \rho^2\left(\dfrac{d\varphi}{dt}\right)^2\sin^2 A}} \\ \dfrac{d^2\varphi}{dt^2} = -2\dfrac{\left(\dfrac{d\rho}{dt}\right)}{\rho}\left(\dfrac{d\Psi}{dt} + \dfrac{d\varphi}{dt}\right) - \dfrac{\mu\rho\dfrac{d\varphi}{dt}\left(\dfrac{d\Psi}{dt} + \dfrac{d\varphi}{dt}\right)^2 \sin A\cos A}{\sqrt{\left(\dfrac{d\rho}{dt}\right)^2 + \rho^2\left(\dfrac{d\varphi}{dt}\right)^2\sin^2 A}} \end{cases} \tag{3-20}$$

为了能从方程(3－20)获得便于设计计算的近似公式，可作如下假定：

① 脱液过程主要是在筛篮小口端进行，因而可假定物料沿壁面的运动阻力是符合干摩擦规律的，且认为摩擦系数 μ 保持不变；

② 物料质点的相对运动轨迹与转鼓母线相重合，也即认为物料的环向运动分量可以忽略$\left(\dfrac{d\varphi}{dt}\approx 0\right)$；

③ 忽略重力和由于振动产生的惯性力。

于是，方程(3－20)便可简化成

$$\frac{d^2\rho}{dt^2} = \rho\omega^2\sin^2 A - \mu\rho\omega^2\sin A\cos A \tag{3-21}$$

令 $$\mu = \mathrm{tg}\phi, K = \omega\left[\frac{\sin 2A}{2}(\mathrm{tg}A - \mathrm{tg}\phi)\right]^{1/2}$$

再考虑到

$$\frac{d^2\rho}{dt^2} = \left(\frac{d\rho}{dt}\right)\frac{d\left(\dfrac{d\rho}{dt}\right)}{dt}$$

则可从（3－21）式中积分，推得物料相对速度的分布公式：

$$\frac{d\rho}{dt} = K(\rho^2 - \rho_0^2)^{1/2} \tag{3-22}$$

并由此推得物料在筛篮内的停留时间为

$$t^* = \int_{\rho_0}^{\rho_1} \frac{d\rho}{\left(\frac{d\rho}{dt}\right)} = \frac{1}{K}\ln\frac{\rho_1 + \sqrt{\rho_1^2 - \rho_0^2}}{\rho_0} \tag{3-23}$$

式中 ρ_0 和 ρ_1 分别表示筛篮小口端和大口端至锥尖的极距。

如设筛篮小口端和大口端的直径分别为 D_0 和 D_1，料层平均厚度为 h，则生产能力 Q 的计算公式便可写成：

$$Q = \frac{\pi(D_0 + D_1)hl}{2t^*} \tag{3-24}$$

式中 l 表示筛篮母线的有效长度。

因此，卸料功率 E_d 可通过排料端($\rho = \rho_1$)的物料相对速度与牵连速度表达为：

$$\begin{aligned} E_d &= \frac{Q}{2}\left(\frac{d\rho_1}{dt}\right)^2 + \frac{Q}{8}D_1^2\omega^2 \\ &= \frac{Q}{2}K^2(\rho_1^2 - \rho_0^2) + \frac{Q}{8}D_1^2\omega^2 \end{aligned} \tag{3-25}$$

此外，还需克服料层与篮面的摩擦，其功率等于

$$\begin{aligned} E_f &= Q\int_{\rho_0}^{\rho_1}\mu F_n d\rho \\ &= \frac{Q}{4}\mu\omega^2(\rho_1^2 - \rho_0^2)\sin 2A \end{aligned} \tag{3-26}$$

考虑到实际应用的方便，经单位换算后，可将（3-25）和（3-26）两式改写成

$$E_d = 1.4 \times 10^{-4} Q\left(\frac{d\rho_1}{dt}\right)^2 + 0.35 \times 10^{-4} Q\omega^2 D_1^2 \quad (\text{kW}) \tag{3-27}$$

$$E_f = 0.7 \times 10^{-4} Q\mu\omega^2(\rho_1^2 - \rho_0^2)\sin 2A \quad (\text{kW}) \tag{3-28}$$

式中ρ_0、ρ_1和D_1的单位取m；ω取s^{-1}；$\frac{d\rho_1}{dt}$取$m \cdot s^{-1}$；Q取$t \cdot h^{-1}$。

再考虑到轴承摩擦功率E_b，滤液带走能量所消耗功率E_l以及转鼓与空气摩擦消耗功率E_a，则锥篮离心机工作时的总功率E可以表达为下列公式：

$$\eta_1 \eta_2 E = E_b + E_l + E_a + E_d + E_f \qquad (3-29)$$

式中

$$E_b = 0.5 \times 10^{-3} f\omega(P_1 d_1 + P_2 d_2) \quad (kW)$$

$$E_l = 0.14 \times 10^{-3} Q R_e^2 \omega^2 \left(\frac{\gamma'}{\gamma}\right) \quad (kW)$$

$$E_a = 2.31 \times 10^{-6} \gamma_g (\rho_1 - \rho_0) R_e^4 \omega^3 \quad (kW)$$

其中 f——滚动轴承摩擦系数，一般取为0.003；

P_1——下轴承支反力，N；

P_2——上轴承支反力，N；

$d_1 = d_2$——轴颈直径，m；

R_e——离小口端1/3高度处的锥篮半径，m；

r——干物料的密度，$N \cdot m^{-3}$；

γ'——滤液密度，$N \cdot m^{-3}$；

γ_g——转鼓周围气体介质密度，常压空气可取为12.7$N \cdot m^{-3}$；

η_1——三角皮带传动效率，取为0.96；

η_2——考虑到进料不均匀以及惯性力所引起的振动等因素的修正因子，取为0.80。

实例一则：国产LI-800锥篮离心机用于碳铵的分离，其有关参数为：

半锥角$A = 32.5°$；转鼓角速度$\omega = 126\ s^{-1}$；$\rho_0 = 29.4$ cm，$\rho_1 = 74.5$ cm；$D_0 = 31.6$ cm，$D_1 = 80$ cm，$l = 45.1$ cm；$f = 0.003$，$\mu = 0.625$；$P_1 = 3254$ N，$P_2 = 2675$ N；$d_1 = d_2 = 7.5$ cm；$\gamma = 1.54 \times$

$10^4\ \mathrm{N\cdot m^{-3}}$, $\gamma' = 1.08\times10^4\ \mathrm{N\cdot m^{-3}}$;

用以上公式可以分别算得：

$Q = 5.6\ \mathrm{N\cdot h^{-1}}$; $t^* = 0.17\ \mathrm{s}$; $K = 9.3$; $\frac{\mathrm{d}\rho_1}{\mathrm{d}t} = 6.4\ \mathrm{m\cdot s^{-1}}$; $E_b = 0.084\ \mathrm{kW}$; $E_1 = 0.532\ \mathrm{kW}$; $E_a = 2.05\ \mathrm{kW}$; $E_d = 1.97\ \mathrm{kW}$; $E_f = 1.6\ \mathrm{kW}$; $E = 8.13\ \mathrm{kW}$。

根据现场实测所得电机输出功率为 7.85 kW，理论计算值与它基本相符。可见，这里所提供的计算公式可以作为锥篮离心机电机选取的参考。

3－2－3　滤饼摩擦角的测试装置

综上所知，在采用锥形转鼓(锥篮离心机、振动式离心机及进动式离心机)离心机分离物料的场合，滤饼与筛网间的摩擦角 ϕ 或摩擦系数 $\mu = \mathrm{tg}\phi$ 是一个重要的物性参数，它与物料的特性(例如粘度、粒度和湿含量等)以及筛网表面特性有关。为了能得到近似于实际情况的物料摩擦角，可以采用如图 3－9 所示的实测装置。

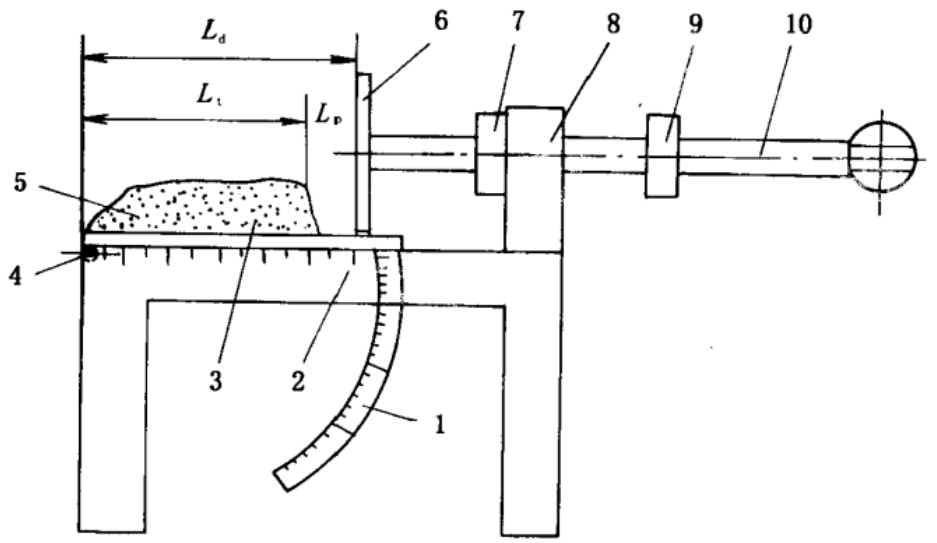


图 3－9　测定滤饼摩擦角的实验装置

1，2—标尺；台架；3—钢板与筛网；4—铰链；5—滤饼；6—推板；7 和 9—调节螺母；8—台架；10—推杆

此装置是这样构成的：在一个用角钢和槽钢焊接的台架上放一块钢板，此钢板与台架用铰链机构连接并可绕转轴按逆时针方向转动，钢板上铺一层光滑的筛网，并铺平固定位，台架右侧还有一个推杆机构。

试验开始时，先在滤网上覆盖一层湿的滤饼，然后旋转滤网板，直到滤饼开始向下滑动，此时滤网板旋转的角度 α（即为此时物料的摩擦角）可从板另一端设置的圆弧状标尺上读出其量值。如果滤网板再向下转，也可测出滤饼的制动角 β。

从理论上讲，α 和 β 角几乎不受滤饼对滤网接触压力的影响。尽管如此，用这种方法来模拟物料在离心力作用下的情况还是可取的。因为，我们可以通过在滤饼上放置不同尺寸的重物来测量滑动角度。如放上一块在下侧有波纹的重金属板以防金属板与滤饼作相对滑动，此重物的重力即可模拟为滤饼所受的离心力。

这个试验装置还有另外一些功能。例如，它可提供关于与输送长度 L_t 有关，在活塞推料离心机上产生的滤饼厚度 L_k 的一些近似数据。为达到这一目的，可通过推杆 10 上的调整螺母 7 和 9 进行调节，以适应所要求的推送长度 L_p 和输送长度 L_t。L_t 和滚筒长度 L_d（实际上即是转鼓宽度）的值则依赖于长度标尺 2，且有

$$L_d = L_t + L_p$$

滤饼厚度 L_k，是依靠输送长度 L_t 和滤饼的固有特性（滑动角和紧密度）形成的，其基本规律是 L_k/L_t = 常数。对于其正确性，可通过不同的输送长度 L_t 反复测试而得到验证，并且也可通过此试验得到不同物料滤饼的这个常数值。

这台试验装置也可用来测定弹性滤饼。具有弹性特性的滤饼经常出现在纤维和少数其他产品中，例如胶乳和塑料粉等。试验时，推杆向前推动一行程而又在短时间内被抽回，弹性饼就可有一定程度的变形恢复，其恢复长度可从长度标尺上读出。可以说，这个取决于 L_t 的长度，对确定活塞推料离心机滤网的宽度是至关重要的。

3－3　反跳环式离心机

兼有离心与空气干燥两种操作的折流环离心机(又称反跳环式离心机)，是用于塑料颗粒脱水的一种可靠设备。目前的发展涉及到用于初步脱水及分级的辅助设备以及破碎进料中结块的方法。

反跳环式离心机(图 3－10)，是一种很有发展前途的新型过滤式离心机。自 1970 年以来多次在 Achema 展览会上展出。德国 Krauss－Maffei 和日本的三菱化工机(株)等公司均生产该机，现有 3 个系列 6 种型号，其主要参数见表 3－3。

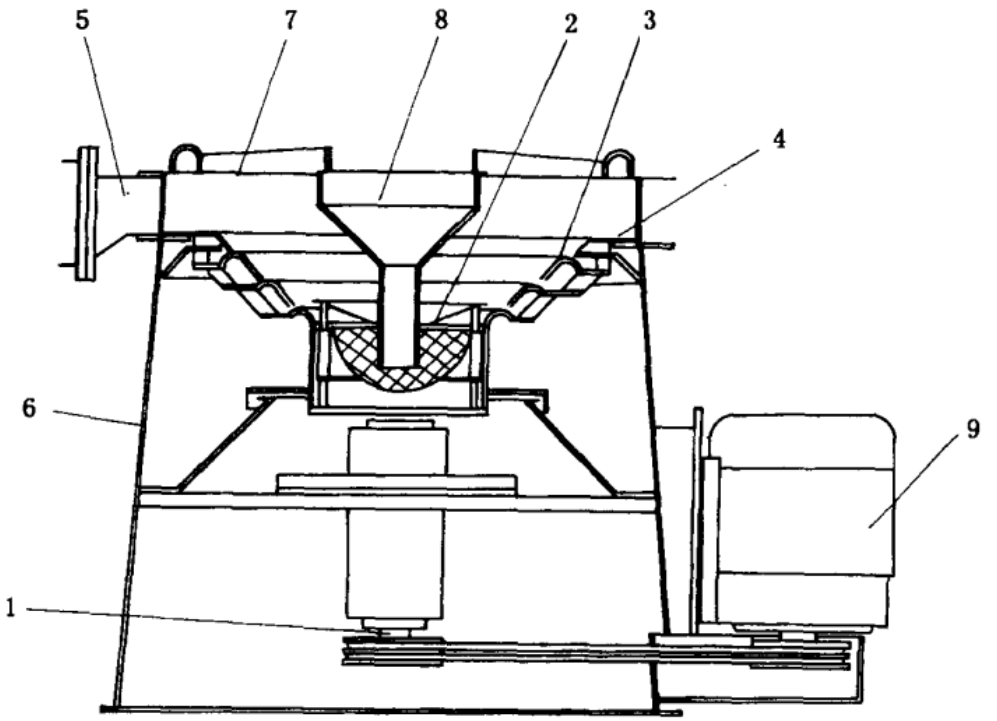


图 3－10　反跳环式离心机

1—驱转轴；2—截球形筛篮；3—阶梯形转鼓；4—上机壳；5—排出口；6—下机壳；7—顶盖；8—进料口；9—底盘

3－3－1　结构特性

由图 3－10 可知，这种离心机的转鼓由两部分组成：截球形金属丝筛篮和阶梯状的锥形转鼓，在转鼓阶梯环(折流环)处有半

盖住的过滤环隙。物料加入旋转的截球形筛篮后，可脱去大部分水分，然后进入阶梯形转鼓再进一步脱水。由于物料在转鼓中反复跳跃和碰撞，接触表面不断更新，水分便落在缓冲环表面上而形成一层很薄的液膜，在离心力作用下，通过过滤隙进入滤液室。固体物料由转鼓大端抛出，并用惰性气体干燥和排出机外。

德国 BVT 公司所生产的 PSZ 型反跳环式离心机具有如下优点：转鼓壁呈锯齿形结构，物料在鼓壁上曲折运动，在与流动方向相反的反跳面上有缝隙较小的条形筛，滤液可由此排卸。PSZ 型离心机现已有两种型号：PSZ－675 有 6 段高为 75mm 的折壁，脱水能力约为 60～80 m^3/h；PSZ－10100 有 10 段高为 100 mm 的折壁，脱水能力为 200 m^3/h。

反跳环式离心机具有能耗少，密闭性好，主要零件易于拆装和维修，产品更换清洗方便等优点，可应用于聚乙烯、聚丙烯和聚酯等颗粒状物料的脱水。

3－3－2　操作方式

折流环离心机与普通离心机的区别在于：脱水的塑料颗粒不是作为密实的滤饼通过旋转筒排运出，而是作为单个的颗粒撞向折流环。

将要分离的悬浮物通过装料斗连续地向离心机供料。通过转鼓进行一般的过滤，颗粒向大端移动。此时“滤饼”碎裂，这些小颗粒单个地抛向折流环。当湿的颗粒撞向壁面，其结果是使大部分的表面水输送给外壁。在折流环离心机内，该过程在一系列的环上反复进行。为了从小颗粒上有效地去除水分，使折流环向外侧弯曲。由于表面张力，水膜粘附于环的表面，虽然离心机旋转时在弯曲的环表面上产生的离心力抵制这种粘附。利用这种方法，小颗粒跳过折流环之间的环状间隙，因此在运行中这些间隙总是空的。

尽管这种离心机是专为塑料颗粒脱水设计的，但是由于各种类型的塑料的性质差异很大，所以有许多操作问题不得不有待于

解决。脆性的聚甲基丙烯酸酯或聚苯乙烯的脱水必须非常小心地进行，因为不能使这些小颗粒受到损坏，而粘稠的聚丙烯常常形成结块，这些结块需要在离心机内破碎成单个的颗粒。

为了获得良好的干燥，特别是要生产率高时，初步脱水特别重要。而该离心机的水容量是相当大的，脱水工艺的效率基本上取决于进料的含水量。图 3－11 中画出了高密度聚乙烯的这种关系。这些曲线表示实际取得的结果的平均值。

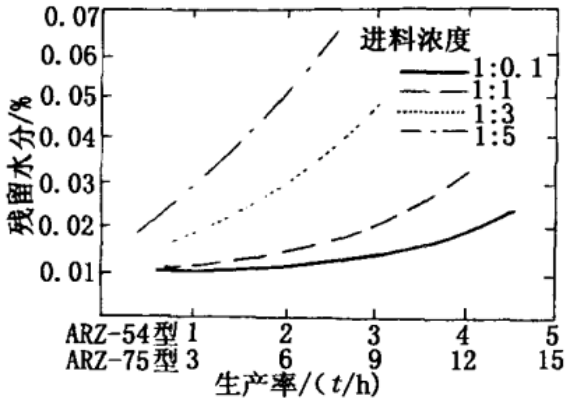


图 3－11　高密度聚乙烯脱水所取得的结果

3－3－3　脱水效果

塑料造粒工艺所需要的冷却水量非常大，因此，通常应在“预分离器”或“浓缩机”内从悬浮物中除去大部分的这种水。由于颗粒/水悬浮物的过滤阻力小，所以这种初步分离相当简单。不过，考虑到由于废弃颗粒和“渣滓”的沉淀，为了使空筛面逐渐减小，使这种初步分离设备有相当大的附加容量比较适宜。有效的初步脱水阶段提高了装置的操作安全，不需要花费很多，应该避免由于筛面不足够大而造成运行事故的危险，这点很重要，因为停产 1 小时就要损失 300 英镑到 2000 英镑。所使用的初步脱水设备基本上有三种类型：① 卧式脱水筛；②立式筛浓缩机；③机动浓缩机。

图 3－12 所示是装有卧式脱水筛的单层装置。这些设备有专门的配置，所以在开始运行时在造粒机内形成的废块可以分别地

收集起来。筛管直径为 200 mm（8 英寸），长约 1 m（3.3 英尺），这样的卧式脱水筛的容量高达 80 m^3/h（18000 加仑/小时）。

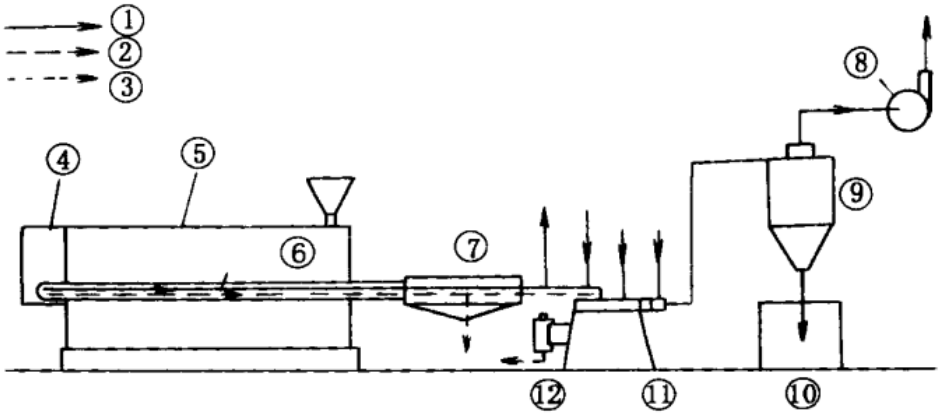


图 3－12　塑料脱水的设备配置

①—小颗粒；②—冷却水；③—空气；④—造粒机；⑤—挤出机；⑥—冷却部分；⑦—脱水筛；⑧—吸风机；⑨—旋流器；⑩—贮槽；⑪—折流环离心机；⑫—过滤旋流器

卧式设备有一个缺点，浓缩的悬浮物必须仍然是流体，以便在没有辅助设备泵送的情况下流入离心机或其他的分离器。造粒设备和离心机之间的位差(指到水平面高度)通常不是很大，因此管子的斜度小。如果固－液比大约为 1:3，那么离心机的进料一般可保证为流体状态。为了确保这点，必须能够控制被分离的水量。为了达到这样的水量，可部分地利用枢轴筛盖来控制，另一部分则利用排水管的阀控制。这些调节可由设备操作者来执行。为了避免传送管道阻塞，应竭力使操作者尽可能地调节好初步分离设备内的水流量，否则整个设备的情况就会变得不稳定，而且难以控制。

立式浓缩机的优点是如此之大，假若造粒机靠近热沉淀装置工作，如果采用卧式设备设计，建议安装一个泵。对于水下造粒，则有足够的静水压可以利用，不需要安装附加泵。筛式浓缩机有锥形筛、弯曲筛和斜筛板。

若将立式浓缩机安装在离心机上，在无需增加管理的条件下就能够获得至少是 50%固体(即 1:1)的浓缩率。如果有辅助的粗

滤器拦住结块，也使用这种浓缩机，则唯一需要管理的是偶尔清除结块。

图 3－13 所示的是具有连续分离结块的机动浓缩机，它的浓缩率可以达到 1:0.1。该浓缩机有一个慢速旋转的筛管，具有细孔的筛管的这一半用来分离水，具有粗孔的另一半存结块。装进筛管的是螺旋，它随着筛管一起旋转。筛管的塑料轴承不需要维修，也不需要润滑。

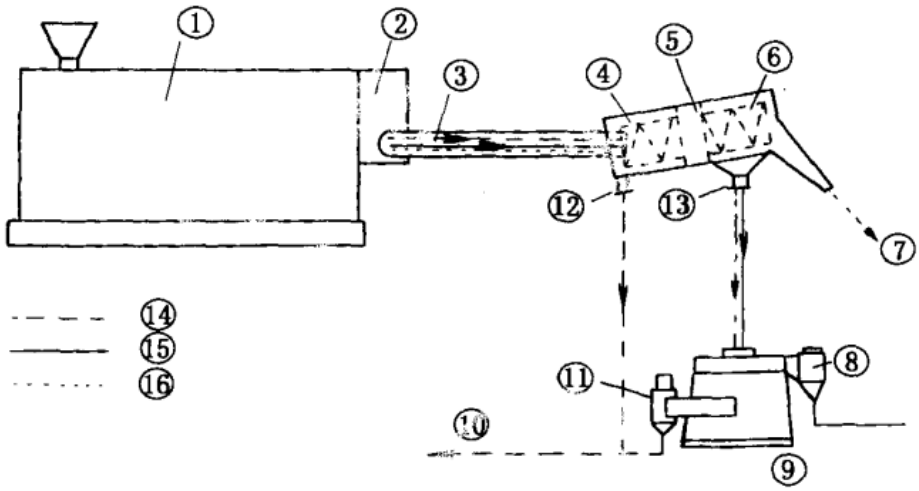


图 3－13　采用分选浓缩机时的设备流程

①—挤出机；②—造粒机；③—冷却部分；④—细筛；⑤—分选浓缩机；⑥—粗筛；⑦—废料；⑧—颗粒旋流器；⑨—折流环离心机；⑩—排泄；⑪—过滤旋流器；⑫—出水口；⑬—颗粒出口；⑭—水；⑮—颗粒；⑯—结块

这种设备能够用于卧式及立式两种设备，这是因为它的高度低，和能够斜着向上输送。筛面有相当大的空间，阻塞的可能性很小。可以安装在操作期间清除筛子的设备，但是，多数情况下是不需要的。

使用这种类型的设备能够提高折流环离心机的产量(见图 3－11)。在设备安全和颜色改变之前要便于净化方面可以进行其他的改进。当然，使用振动筛去除水分和选分也是可能的。

3－3－4　结块问题

考虑到形成结块——切开后又重新粘结在一起的颗粒，聚丙

烯的造粒特别困难。在利用振动筛和干燥器为颗粒脱水的设备中，这些结块是用粗筛分离的，接着使结块的尺寸减小。

在折流环离心机内，要尽量在离心机本身内分离结块。利用固定在旋转器环上的小块可以初步作到这点。在这个区域，该块的圆周速度比颗粒的速度大，所以，结块大部分碎裂。

由于以下两个原因，这个解决办法不能令人完全满意：

① 因为在狭窄的凹处存留着水，所以结块的存在增加了残留水分；

② 尺寸超过图 3－14 中距离 a 的结块堵塞离心机内圆形筛的出口。

图 3－14 介绍了这个问题的解决办法，取代上述圆形筛篮的是，把一个截头锥形篮放进离心机的下面的旋转部分，供料管向底端扩大，把十字形的叶片安装在滚筒底上。只要结块进入离心机旋转器，这个叶片就将它们破碎，所以既不会降低生产效率，也不会在筛面上发生堵塞。当然，离心机进料的粗选分还是需要的，但是，这时粗选分只限于分离开始运行时的料块和运行期间由于切削刀的损坏或温度失控形成的粗颗粒。

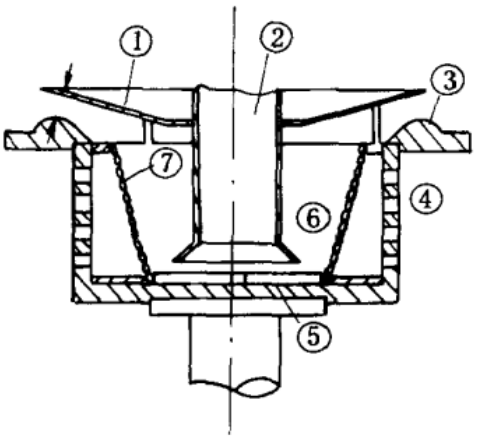


图 3－14　破碎结块的专用系统
①—喷射筛；②—供料管；③—折流环；④—带孔转筒；⑤—十字形叶片；⑥—锥体；⑦—篮

对于脆性材料的颗粒，例如纯净的聚乙烯和聚甲基丙烯酸酯这些对由于碰撞而破碎很敏感的颗粒能够很安全地在折流环离心机内脱水。当然，要去掉用于破碎结块的内部叶片。旋转速度也要降低，使用具有一个平面的圆形筛。按这种方式，纯净的聚苯乙烯的磨损能够限制在 0.2 克/公斤，即 0.02%。

在一些设备中，是在氮气中分离和干燥尼龙 6 颗粒，为此，采用气密型的折流环离心机。众所周知，尼龙 6 是用热水萃取以去除单体的，在这些工艺期间，聚合物吸收重量百分比达 12% 的水，利用离心机去除这些表面水分。

通常尼龙 66 是在普通大气内进行离心作用的，由于这些颗粒在离心机内停留时间短(1 秒)，所以，无氧化危险。对于尼龙 66，使用特别光滑的圆篮，以避免颗粒的粘附和增加停留时间。停留时间长会带来使物料氧化和变黄的危险。

3－4　振动式离心机

跟定轴转动的锥篮离心机相比，振动式离心机(扭振型与轴振型)在卸料与脱水以及物料湿含量的控制等方面，都具有明显的优点。从分离机理上看，它们与进动式离心机有着许多相似之处，都属于锥形转鼓离心机中的小锥角类型。

3－4－1　可控排渣式锥篮离心机(Conical Basket Centrifuges With Controlled Solids Discharge)

这是一种新型锥篮离心机。在它的锥篮上附加有一个扭转振动。电控的振动使得本机对于物料的停留时间和含湿量有一个非常灵敏的控制。它还避免了一般锥篮离心机的对固相物料的擦伤、螺杆的磨损以及结构复杂和分离力低等缺点。

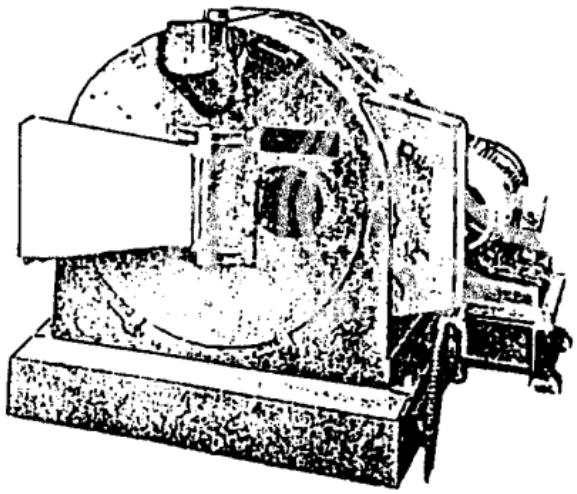
在固相颗粒尺寸在 0.1～2 mm 的范围内，锥篮离心机在固液分离中有着许多特有的优点。在这类离心机中，大部分母液是在筛篮小端分离掉的，这样能量损失比较小；而且，当固相物料向大端运动时，离心力和浓度同时不断增加。但是，在过去，这些优点在一定程度上被物料沿筛篮运动的启动和控制等问题抵销了。

尽管如此，当筛篮选用接近临界角的半锥角时，排渣所需的能量总是低的。

锥篮离心机常用于料浆比较一致(固液比在 1:1 左右)的液固

分离中。较大的半锥角和适当的母液粘度使得固相物料有一个较为合适的停留时间。用这种方法，在从高粘度的糖蜜中分离糖晶的低等糖膏的分离中已取得了很大成绩。

图 3－15 所示的就是以这种原理工作的 S.P. 型离心机。虽然影响固相含湿量的停留时间，在这种离心机中是无法控制的，但这种离心机在均匀一致的料浆的分离中已取得优异成果。



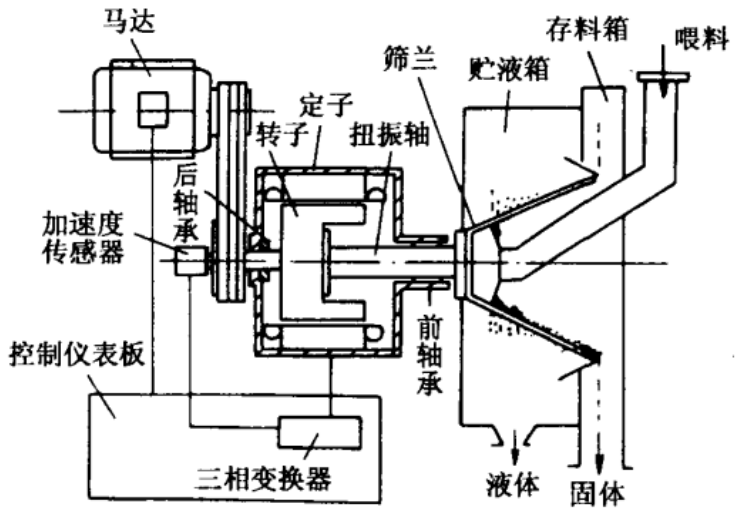


图 3－15　扭振型锥篮离心机及其工作原理简图

为了使锥篮离心机在化学工业中获得更广泛的应用，使其适应于多种不一致的料浆，在以前，物料的停留时间是由锥形螺旋

推料器或附加的轴向振动来控制的。附加轴向振动用以移动物料。

前者，有使固相物料擦伤、螺杆磨损、使机器复杂化等弊病和运输问题；后者，也由于使机器复杂化及机器的负载等问题，使其只能有较低的分离力，因而正如下文所解释的那样，在分离力与排料力方面不能获得最佳关系。

通过强加给锥篮一个扭振，使锥篮成为机器共振系统的一部分；由电器控制扭振，使得离心机既有锥篮离心机的固有优点，又可以控制停留时间和湿含量，同时还没有擦伤固相物料、螺杆磨损和复杂化及低分离力等缺点，这种克服了上述缺点的离心机正在制造之中。

3－4－2　操作原理

这种离心机的固相停留时间，由附加于转动筛篮的低能高频的扭振装置来控制。锥篮、扭轴和转子形成一个已知共振频率的转动系统。这个系统由一般的马达、皮带、驱动皮带轮驱动，使机器获得分离物料的必需的转速。此外，振动扭矩加在已知共振频率的转子上，使得转子轴、筛篮系统扭振。扭振附加于转动之上，锥篮的振动和转动发生在同一平面，这样使得筛篮孔的位置在相同的时间间隔，如图 3－16 所示。半锥角小于 S.P. 型的半锥角。半锥角选在刚刚小于临界角，使得物料只在附加上扭矩后才能移动到排卸端。这样，当由转动产生的离心力使液相从固相分离出之后，由扭振施加的惯性力在可控的预先定好的速度下向大端运动。

扭矩通过一个磁性装置，由含有线圈的开槽的定子加在转子上，扭矩是由定子转动磁场和转子凸出的极的相互作用产生的。

一个加速度传感器测量振动，控制三相静电变换器所产生的激发定子的能量。电子线路是这样设计的，反馈信号自动地调整所产生的频率，以使机器维持振动，并控制机器获得预定的理想的振幅，从而控制物料的停留时间和湿含量。

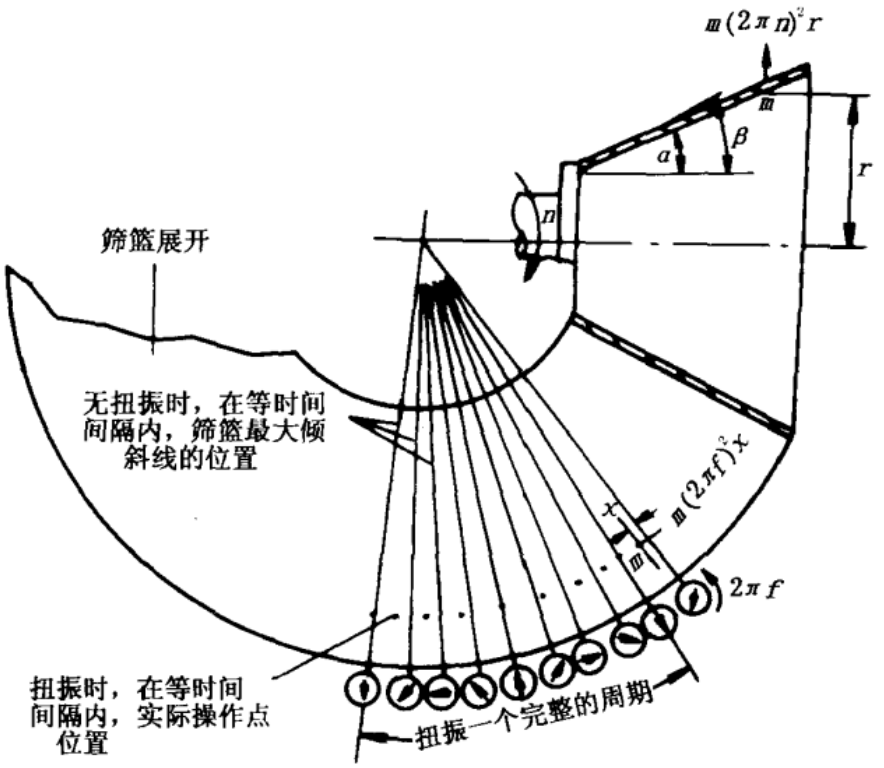


图 3－16　周向运动的投影

3－4－3　固相物料的排卸

筛篮上任何一点的振动，对于中间转动位置都是正弦规律的，可以由圆周运动的投影图(图 3－16)所示。其中：

x——筛篮上任一点 p 对于中间位置的周向位移；

n——筛篮转速，转/秒；

r——所考虑点的筛篮半径；

α——筛篮的半锥角；

f——扭振频率，周/秒；

β——物料刚能滑动时的筛篮半锥角(即临界半锥角)；

m——所考虑颗粒的质量；

μ——物料颗粒与筛篮间的摩擦角；

k——常数，$k = f^2/n^2$。

离心加速度：$(2\pi n)^2 r$

扭振加速度：$(2\pi f)^2 x$

加速度比 Z = 扭振项/离心项 $= \dfrac{f^2 x}{n^2 r} = k\, x/r$

于是，加控制物料排卸，机器参数应满足的关系是：$\alpha < \beta$ 和 $Z >$ 一个阀值(threshold value)这个阀值由 α 和 μ 预先确定。此外，从机器的几何关系上看，对于扭振或锥篮离心机，筛篮上所有点其 Z 值为常数(注：这一点很清楚，因为 x/r 正好是扭振的角位移，当然，对于篮面上不同点都是相同的)。

在轴向振动的筛篮上，x 项(轴向测量)是一个常数，所以 x/r 当 r 增加时就减小。

对于典型的筛篮，最大与最小直径比为 4:1，所以 Z 值之比在排卸端只是进料端的 25%。

当给定了所需的筛篮的 α 与 Z 这些参数后，就有了颗粒与筛篮的相对运动。由扭振和筛篮的斜度所产生的力，克服了物料与筛篮壁的摩擦力时，物料就向筛篮大端运动，按照牛顿力学分析方法可简述如下：

由旋转的物料所产生的离心力可分解为垂直于篮壁的力 $m(2\pi n)^2 r\cos\alpha$ 和沿斜面的力 $m(2\pi n)^2 r\sin\alpha$；颗粒所受的由扭振所产生的周向力为 $m\ddot{x}$ 或 $(2\pi f)^2 x$。于是，在筛篮面上二者之合力为：

$$(2\pi)^2 m\sqrt{(n^2 r\sin\alpha)^2 + (f^2 x)^2}$$

当这个力大于摩擦力 $\mu m(2\pi n)^2 r\cos\alpha$

即为 $\sqrt{(n^2 r\sin\alpha)^2 + (f^2 x)^2} > \mu n^2 r\cos\alpha$

即当 $z^2 > \mathrm{tg}^2\beta\cos^2\alpha - \sin^2\alpha$ 时

颗粒沿锯齿形轨迹沿筛篮的最大倾斜线运动。

3－4－4 典型 CBTV(锥篮扭振式)离心机参数

转速范围：1000～2200 转/分

扭振频率：200～250 周/秒

z：0.05～0.4

输入功率：<10　马力

料浆供给速度：0～15　t/h

喂料中固相百分数：2.5%～45%

在连续分离中，在需要分离不同物料并需对停留时间加以控制的场合，CBTV 离心机在很大程度上取代了其他离心机。

这种离心机使分离单元中的机器的复杂性减至最小程度，对于控制固相物料的排卸所需的能量，及在液相排卸中能量的损失，都已减到最小限度。最微妙的优点在于“Z 比率”和加工稀释料浆的能力，它不需预先浓缩。与推料式离心机相比，方便之处在于，洗涤薄薄的运动料层时，邻近的物料之间只有几点相接触。

3－4－5　轴振式离心机

轴振式离心机(图 3－17)早在 20 世纪 50 年代初就开始被一些国家用于煤粉脱水。现有 6 个国家 12 个公司生产，主要有德国的 Krauss－Maffei、KHD、Siebtechnik，美国的 CMI、Mcnally－Wedge 等公司。表 3－3 列出轴振式离心机的主要系列参数。

表 3－3　轴振式锥篮离心机主要系列及参数

国别	公司名称	系列型号	转鼓直径/毫米	转鼓转速/(转/分)	功率/(千瓦)	频率/(次/分)	备注
德国	Krauss－Maffei	GZS－600	600/760	400～500	26.3	1500～1800	
		GZS－800	800/960	400～500	28.5	1500～1800	
德国	Siebtechnik	HSL－600	600	400	7.5		
		HSG－1000	1000	380	22		
		HSG－1100	1100	360	30		
		HSG－1300	1300	310	55		
德国	KHD	ES－500	500		10～14		
		ES－1000	1000		20～28		
美国	CMI	VC－48	1220				
		VC－56	1422				
美国	Mcnally－Wedge	A－150					
日本	神钢电机	RVESD－400	400	1100	0.75×2	1500	

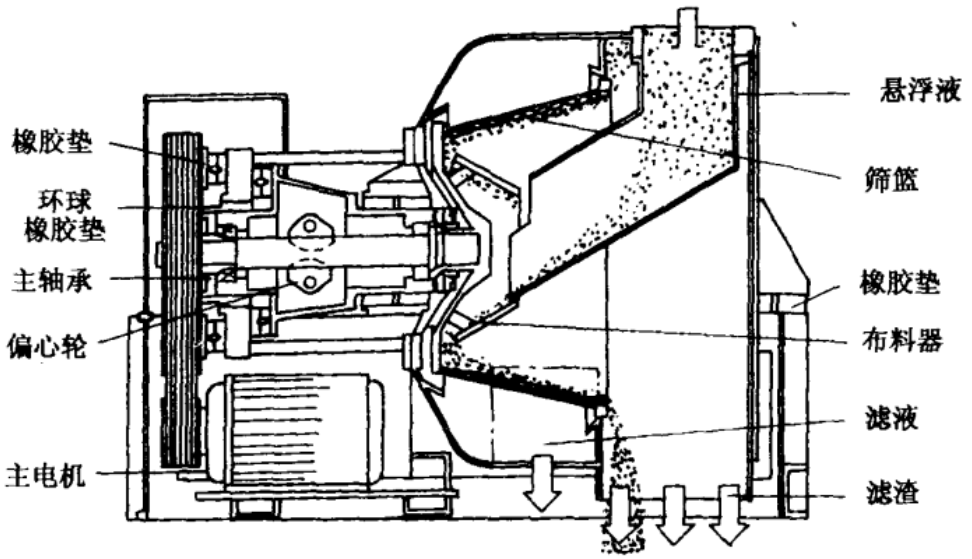


图 3－17　轴振式离心机

轴振式锥篮离心机的转鼓，应选定合适的半锥角，使得进料从最小至最大的各种粒径颗粒不能自然从筛面上滑落。按照转鼓水平方向的振动，调节进料情况，其振动强度决定进料速度。如果离心加速度不大幅度超过振动加速度的最大值，则物体的运行就会受振动强度的影响。振动加速度的大小由于设计上的原因或程度上限制，离心振动筛的离心加速度一般不超过 100g，因而该机主要被使用于粗颗粒或选煤后的粉煤脱水。当然，在用离心脱水机处理选煤后的粉煤时，如下面所列表 3－4 所示，也可以有相当数量的粗粒微粉一起脱水(转鼓大端直径 1000 mm,母线有效长度为 550 mm,半锥角 15°)。从实验情况来看，为了确保获得满意的产品，灰分最好少些。

在第 2 种实验条件下，所供煤是含水 17.5%的粉煤，供量为 121.8t/h 和含有 420g/l 粗粒细粉的泥水 18.84t/h（相对密度为 1.14)。而第 3 种情况，所供煤是含水为 11.7%的粉煤，供量为 80t/h 和包括 750g/l 粗粒细粉的泥水 85.3t/h（相对密度为 1.19)。

表 3－4　HSG－1000 分离煤粉的实验数据

处理结果(三种试验条件)	1	2	3
供煤量/(t/h)	87.9	140.64	165.3
供煤水分/%	14.6	23.3	25.3
供煤中颗粒 6 mm 以上者/%	23.2	32.5	27.0
供煤中颗粒 0.5 mm 以下者/%	4.0	9.6	19.4
处理量/(t/h)	100.7	173.4	207.1
漏料量/%	1.6	4.5	3.9
产品含水量/%	6.1	6.85	11.0
产品灰分/%	4.25	4.43	6.68
电耗/(kW/h)	0.16	0.15	0.16

该机为水平型（卧式），因此操作人员易于接近传动机构，十分方便。由于产品可从较狭窄的缝隙间排出，所以不需要特别设置漏斗等，即可直接由皮带输送机等送出。该机所用电机与中央加油装置一起固定在同一构架上，将振动绝缘用橡胶放入构架中，再把此构架安装在支撑框架上。因而该机在建筑物的较高地板上也无需大型基础而易于平稳设置。

被脱水的固体物质通过进料管送到机器中，由进料管送至圆锥型导向转鼓。在该转鼓内，一边缓缓地加速，一边从圆锥型脱水筛转鼓的最小直径部分送到转鼓内侧。供给脱水筛的固体物质，通过脱水筛转鼓轴方向的振动，固体颗粒一边被拆开，一边移向较大直径的方向，依靠离心力进行脱水。通过筛的水，从较大的套管排出。

圆锥型脱水筛转鼓用 V 型皮带传动。不平衡配重使脱水筛转鼓在水平方向上振动。套管和旋转部分用弹性橡胶连接，它们可自由振动。

3－5　控制环离心机

这是近年来研制出的一种新型锥篮离心机，其性能远比传统

的锥篮离心机优越。

众所周知，许多种类的离心机都是由基础的锥面理论发展来的，但若进料参数变化较大，这些离心机很难提供操作弹性。现在已建立了一种关于锥篮离心机内颗粒运动的模型，它可实现对几何参数、操作参数影响的预测。本节将介绍一个新概念——控制环离心机，它可实现颗粒停留时间由两个或多个面上的独立速度分量所控制，当进料缩水而导致摩擦角变化时亦可适用。

3-5-1 引言

锥篮离心机是一种大型设备，广泛应用于连续从液体中分离固体颗粒的场合并适用于快速过滤系统。这类机械的最小可分离颗粒的尺寸在 200 μm 数量级上。它们结构简单，一般包括一个旋转的锥面，容纳流体在向心加速度作用下流过时所分离出的滤饼。滤饼由于承受平行于锥面的离心力的作功分量作用，而沿着锥面运动，其运动在锥形表面上完成。锥篮可高速旋转以产生很高的向心加速度。

这些离心机的主要缺点是，当半锥角小于滤饼与锥面间的摩擦角时，滤饼就不能沿着锥面滑动。这使得锥篮离心机必须应用在半锥角比摩擦角大 2° ~ 3°的情况，致使固体停留时间过短，限制了离心机的缩水效率和生产能力。作为克服这一缺点的尝试，进动式离心机和振动式离心机被研制出来。但它们也有一个主要缺点，即比锥篮离心机需要更复杂的驱动装置，这就限制了向心加速度的提高。从液体中分离出最大量的固体以及获得较大生产能力的需要，促使了许多特殊结构的离心分离机的发展，其中一例便是克劳斯·曼菲的筛板环式离心机。它有一个小直径的垂直柱形滚筒，其开口端开向一系列分级的锥形筛板。筛板隔留了成扶固体并解除了被它吸着的液体。

这里阐述了一个重新设计锥形隔板(可提供较长的停留时间)的方法并介绍了在滚筒中使用附加隔板来控制滤饼流的概念。我们用控制环式离心机来命名这种离心机。

3－5－2　控制环离心机结构特点

控制环离心机的结构可参见图 3－18，其基本结构是两层锥形筛网。主滚筒或称之为外筛上的过滤、缩水的效率很高，而内筛不仅是一个缩水网而且又是滤饼流控制环。主滚筒以角速度 ω_1 旋转，内筒以 ω_2 旋转，ω_1 与 ω_2 可以相同也可以不同。主滚筒安装在固体进入内筒的轴向位置处。图 3－18 出示了一个单级主滚筒和一个内筒，但从原理上讲一个离心机内可使用多级主滚筒和内筒。一个大的过滤区可通过增大各级的径向长度来实现，而且停留时间可通过增大级的径向长度或增大 ω_2 来延长。

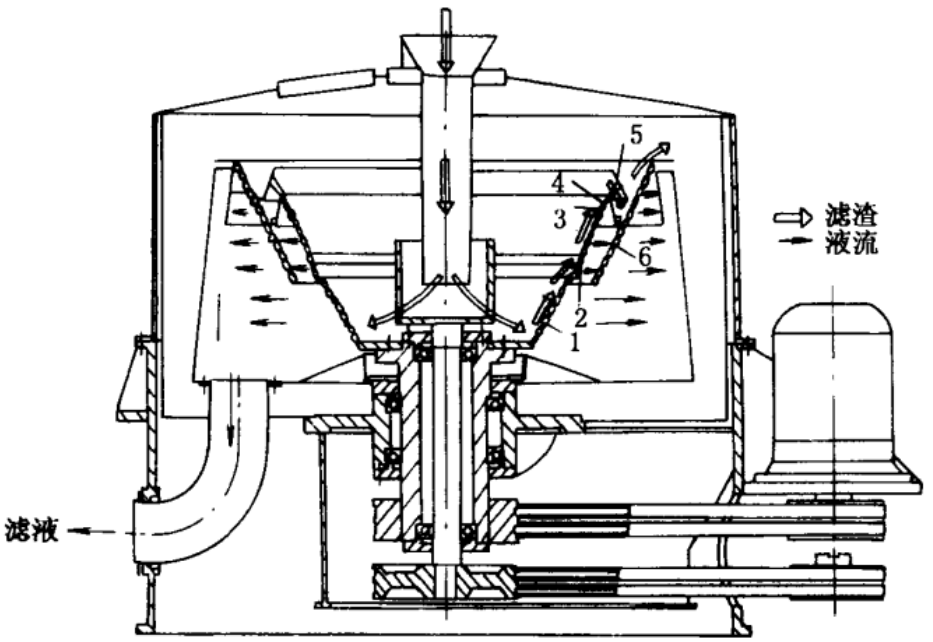


图 3－18　控制环离心机结构简图

1、6—外筒；2、3—内筒；4—挡环；5—滤饼控制环

滤饼在被内筒的第一部分减速之前获得一个沿主滚筒壁的滑动速度。这一减速是通过使内筒第一部分的半锥角小于滤饼和筒壁间的摩擦角来实现的。然后，滤饼就以一个较小的速度沿内筒第二部分滑动；悬浮物粘稠性改变而导致摩擦角变化的影响可通过调节内筒的转速来抵消。若摩擦角变大可以减小 ω_2；有时内

筒第一部分的半锥角会变得比摩擦角小得多，这可以通过增大 ω_1 以增大固体进入内筒的滑动速度同时减小 ω_2 来改变。

内筒两个部分的半锥角都比外筒的半锥角小，尽管从理论上说内筒第二部分的半锥角可与外筒相同，内外筒的速度差异可以用控制滤饼的速度。内筒第一部分较小的半锥角可使滤饼较容易地从外筒进入内筒。为提高滤饼从内筒进入外筒的效率，可以用一个控制环和一个挡环把滤饼甩到一个较低的轴向位置，故离心机的一小部分轴向长度在缩水过程中被用了两次。

3－5－3　颗粒的运动理论

为了描述颗粒(滤渣)与滚筒间的相对运动，需使用如图 3－19 所示的三维坐标系。$O-xyz$ 固定在空间中，另一套正交坐标系(x',y',z')固定在转鼓上并绕着子轴以角速度$\vec{\Omega}$旋转。$\vec{\Omega}$的数值为 ω，并且$\vec{\Omega}$是通过 ψ 的变化率给定的，即：

$$\vec{\Omega}=\frac{\mathrm{d}\psi}{\mathrm{d}t}=\dot{\psi} \tag{3-30}$$

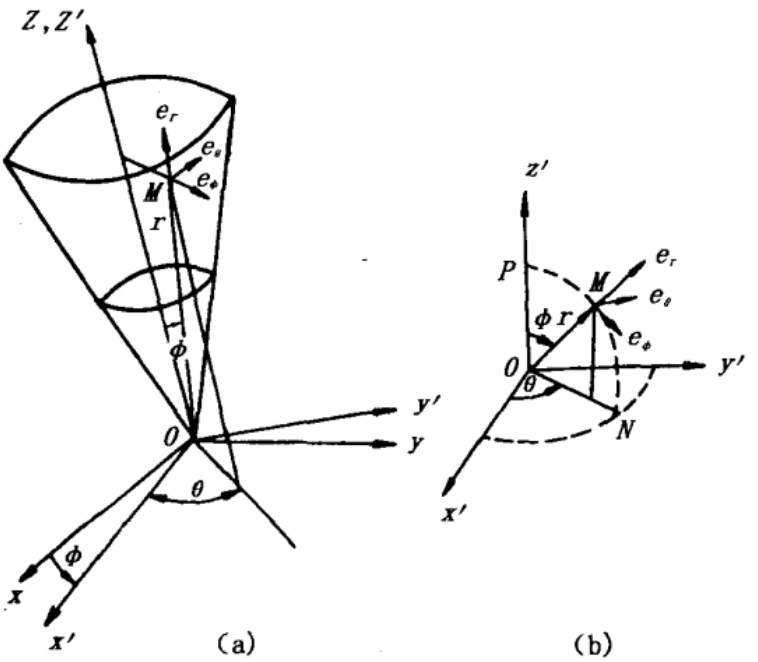


图 3－19　三套坐标系

旋转坐标系可通过如下关系转变为球面坐标系(见图 3－19)。篮面上颗粒 M 的位置可写成

$$x' = r\cos\theta\sin\phi$$

$$y' = r\sin\theta\sin\phi$$

$$z' = r\cos\phi$$

此外，还有关系式

$$\Omega = \omega\cos\phi e_r - \omega\sin\phi\, e_\phi \tag{3-31}$$

$$v = r\dot{\phi}\, e_\phi + r\sin\phi\dot{\theta}\, e_\theta + \dot{r}e_r \tag{3-32}$$

再考虑到滤饼的运动，通常采用计算颗粒对于一个以$\vec{\Omega}$旋转的坐标系的相对加速度矢量表达式，则有：

$$\vec{a}_r = \vec{a}_a - \vec{a}_o - \left[\frac{\mathrm{d}\vec{\Omega}}{\mathrm{d}t} \times \vec{r} + \vec{\Omega} \times (\vec{\Omega} \times \vec{r})\right] - 2\vec{\Omega} \times \vec{v} \tag{3-33}$$

式中 $\vec{a}_r$——颗粒对滚筒(或旋转坐标系)的相对加速度；

$\vec{a}_a$——颗粒的绝对加速度；

$\vec{a}_o$——O 点的绝对加速度。

在所讨论的锥篮离心机中，O 点不动，$\vec{\Omega}$的大小和方向不变，故：

$$\vec{a}_o = 0$$

$$\frac{\mathrm{d}\vec{\Omega}}{\mathrm{d}t} = 0$$

因此，得到颗粒的相对加速度表达式为：

$$\vec{a}_{rel} = \vec{a}_a - \vec{\Omega} \times (\vec{\Omega} \times \vec{r}) - 2\vec{\Omega} \times \vec{v} \tag{3-34}$$

令

$$\vec{G}_e = \vec{\Omega} \times (\vec{\Omega} \times \vec{r}) \tag{3-35}$$

$\vec{G}_e$ 代表 A 点的加速度，其中 A 点固在(x', y', z')坐标系上，在该时刻从定轴上看去 A 点与 M 点重合。并令科氏加速度由下式

确定：

$$\vec{G}_k = 2\vec{\Omega} \times \vec{v} \tag{3-36}$$

在球面坐标系下，颗粒对滚筒的相对加速度表达式为：

$$\begin{aligned}\vec{a}_{rel} = &(\ddot{r} - r\dot{\phi}^2 - r\dot{\theta}^2\sin^2\phi)\,\vec{e}_r + \\ &(2\dot{r}\,\dot{\phi} + r\ddot{\phi} - r\dot{\theta}^2\sin\phi\cos\phi)\,\vec{e}_\phi + \\ &(2\dot{r}\dot{\theta}\sin\phi + 2r\dot{\phi}\,\dot{\theta}\cos\phi + r\ddot{\theta}\sin\phi)\,\vec{e}_\theta\end{aligned} \tag{3-37}$$

在该例中，滚筒的半锥角是定值，故：

$$\dot{\phi} = \ddot{\phi} = 0$$

于是

$$\begin{aligned}\vec{a}_{rel} = &(\ddot{r} - r\dot{\theta}^2\sin^2\phi)\,\vec{e}_r + (-r\dot{\theta}^2\sin\phi\cos\phi)\,\vec{e}_\phi + \\ &(2\dot{r}\dot{\theta}\sin\phi + r\ddot{\theta}\sin\phi)\,\vec{e}_\theta\end{aligned} \tag{3-38}$$

$\vec{G}_e$ 可由下式估算：

$$\vec{\Omega} \times \vec{r} = \begin{vmatrix} \vec{e}_\phi & \vec{e}_\theta & \vec{e}_r \\ -\omega\sin\phi & 0 & \omega\cos\phi \\ 0 & 0 & r \end{vmatrix} = r\omega\sin\phi\,\vec{e}_\theta \tag{3-39}$$

并且有：

$$\vec{G}_e = \vec{\Omega} \times (\vec{\Omega} \times \vec{r}) = \begin{vmatrix} \vec{e}_\phi & \vec{e}_\theta & \vec{e}_r \\ -\omega\sin\phi & 0 & \omega\cos\phi \\ 0 & r\omega\sin\phi & 0 \end{vmatrix}$$

于是得：

$$\vec{G}_e = -r\omega^2\sin\phi\cos\phi\,\vec{e}_\phi - r\omega^2\sin^2\phi\,\vec{e}_r \tag{3-40}$$

科氏加速度 $\vec{G}_k$ 可由下式得到：

$$G_k = 2\Omega x v = 2\begin{vmatrix} e_\phi & e_\theta & e_r \\ -\omega\sin\phi & 0 & \omega\cos\phi \\ 0 & r\dot{\theta}\sin\phi & \dot{r} \end{vmatrix}$$

或 $G_k = -2r\omega\dot{\theta}\sin\phi\cos\phi e_\phi + 2\dot{r}\omega\sin\phi e_\theta - 2r\omega\dot{\theta}\sin^2\phi e_r$ (3-41)

绝对加速度$\vec{a}_a$是由作用在滚筒上的颗粒的外力产生的，这些力主要有:重力、滚筒壁上的正压力和摩擦力。重力可以忽略，只考虑正压力和摩擦力。

将正压力的数值用 F_N 表示，作用在 $\vec{e}_\phi$ 的反方向上，联立(3-38)、(3-40)和(3-41)可得:

$$-r\dot{\theta}^2\sin\phi\cos\phi = \frac{-F_N}{m} + r\omega^2\sin\phi\cos\phi + 2r\omega\dot{\theta}\sin\phi\cos\phi \tag{3-42}$$

即 $$\frac{F_N}{m} = r(\omega+\dot{\theta})^2\sin\phi\cos\phi \tag{3-43}$$

在$\vec{e}_r$方向上摩擦力的分量可表达为

$$\frac{-\mu\dot{r}F_N}{\sqrt{\dot{r}^2 + (r\dot{\theta}\sin\phi)^2}}$$

此处 μ 是颗粒与滚筒壁面间的摩擦系数，它与摩擦角 α 的关系为 $\mu = \mathrm{tg}\alpha$。而$\vec{e}_\theta$方向上摩擦力的分量是:

$$\frac{-\mu r\dot{\theta}\sin\phi F_N}{\sqrt{\dot{r}^2 + (r\dot{\theta}\sin\phi)^2}}$$

联立式(3-34)、(3-38)、(3-40)和(3-41)可以得到颗粒对滚筒在$\vec{e}_r$、$\vec{e}_\theta$上的相对运动方程，它们分别是:

$$\ddot{r} - r\dot{\theta}^2\sin^2\phi = -\frac{\mu(\omega+\dot{\theta})^2\sin\phi\cos\phi}{\sqrt{\dot{r}^2 + (r\dot{\theta}\sin\phi)^2}}\dot{r}r + r\omega^2\phi + 2r\omega\dot{\theta}\sin^2\phi \tag{3-44}$$

$$r\ddot{\theta} + 2\dot{r}\dot{\theta} = -\frac{\mu(\omega+\dot{\theta})^2\sin\phi\cos\phi}{\sqrt{\dot{r}^2 + (r\dot{\theta}\sin\phi)^2}}r^2\dot{\theta} - 2\dot{r}\omega \tag{3-45}$$

整理后，这些运动方程可简化为:

$$\ddot{r} = r(\omega+\dot{\theta})^2\sin^2\phi - \frac{\mu(\omega+\dot{\theta})^2\sin\phi\cos\phi}{\sqrt{\dot{r}^2 + (r\dot{\theta}\sin\phi)^2}}\dot{r}r \tag{3-46}$$

$$\ddot{\theta} = -2\frac{\dot{r}}{r}(\omega + \dot{\theta}) - \frac{\mu(\omega + \dot{\theta})^2 \sin\phi\cos\phi}{\sqrt{\dot{r}^2 + (r\dot{\theta}\sin\phi)^2}} r\dot{\theta} \quad (3-47)$$

如果颗粒在$\vec{e}_\theta$方向上的运动可以忽略，则其运动方程可化简为：

$$\ddot{r} = r\omega^2\sin^2\phi - \mu r\omega^2\sin\phi\cos\phi \quad (3-48)$$

3-5-4 颗粒在滚筒内的停留时间

锥篮离心机内颗粒的运动方程是由上述过程导出的，下面将利用式（3-46）和（3-48）来计算颗粒的停留时间。在下面的计算中，假设滚筒最窄处颗粒的滑动速度为零，其他方向上的速度可由方程解得。这些方程描述的是单个颗粒沿着滚筒壁的运动，尽管事实上这些颗粒是以滤饼的形式运动的。因此，由此计算得到的停留时间的绝对值要比实际值小一点。

联立求解方程（3-46）和（3-48），可以得到锥篮离心机中锥角与颗粒停留时间的关系。许多结论都列于表3-5中，它表明了当半锥角接近摩擦角时颗粒停留时间变长。当摩擦角等于半锥角时，若起始滑动速度为零，则停留时间将变得无限长；如果起始滑动速度很小（但不为零），停留时间会很长（但不是无限长）。当摩擦角比半锥角小3°以上时，停留时间短并对摩擦角不敏感。整理方程（3-48）和与摩擦系数关联的停留时间的推导可得到：当用$tg\phi$代替μ时，停留时间的变化很大，并符合下式：

$$\frac{dt}{d\mu} \propto (tg\phi - \mu)^{3/2} \quad (3-49)$$

表3-5 简单锥篮离心机摩擦角与停留时间的关系

摩擦角/°	22	23	24	25.2	25.8	26.4	26.9
停留时间/s	0.042	0.045	0.049	0.058	0.066	0.087	0.184
操作参数	$\omega = 150s^{-1}$						
锥篮结构参数	长度 $l = 550$ mm		半锥角 $\alpha = 27°$		小端半径 $r_{min} = 330$ mm		

在控制环离心机的设计中有五个主要参数可以用来控制“设计停留时间”。它们是：

①内筒两个部分的半锥角；

②内筒两个部分的长度；

③所用内筒的个数；

④内筒的旋转速度；

⑤外筒的旋转速度。

①、②和③主要在机械设计阶段给定，而④和⑤既可在这一阶段给定也可在机械安装阶段当选定了合适的发动机和安装了减速箱后再确定。

控制环离心机可以通过将方程（3－46）和（3－47）应用于外筒各部分和将方程（3－48）应用于内筒来定量计算。内筒第一部分的半锥角可以适当选择以基本控制滤饼的速度从而达到控制滤饼在滚筒内的停留时间的目的。给它一个较小的半锥角，可以迟滞固体速度，使停留时间延长。这一点可以通过图 3－20 中

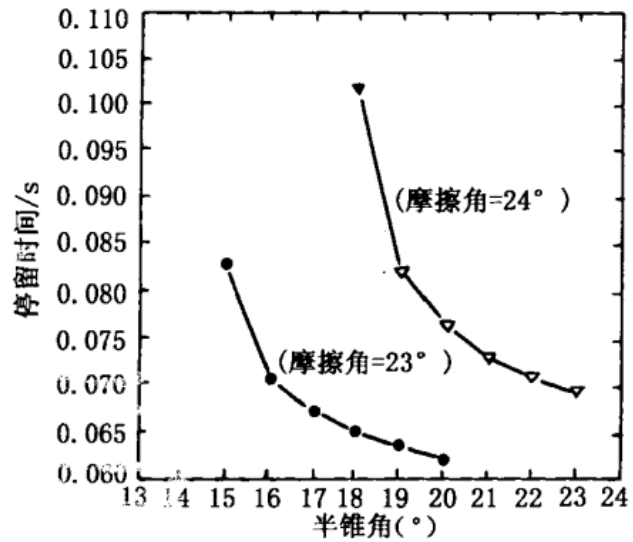


图 3－20　内筒第一部分的半锥角对停留时间的影响

（锥篮几何参数见表 3－6）

两个不同摩擦角的比较得出来。这表明了掌握当固体缩水时摩擦角变化的重要性。当进料液体从悬浮状态开始运动时，摩擦角变大，从而减慢了固体沿篮壁的运动。如果外筒第一部分可以实现

连续缩水，那么内筒第一部分的半锥角对于防止滤饼在滚筒改变处堆积就很重要了。假设摩擦角是干滤饼与篮壁间的摩擦角并由此确定半锥角可以保证缩水滤饼可以滑动，但同时会得到一个较短的停留时间。继续这样的工作可得类似结果，并且内筒的半锥角对于克服锥篮离心机尺寸上的缺陷具有重要意义。增大内筒第一部分的长度同样可以延长滤饼停留时间。

旋转速度对停留时间的影响可参见图 3－21 与图 3－22。增大内筒转速并保持外筒转速不变可延长停留时间，减小外筒转速并保持内筒转速不变可得同样结果。这表明许多转速的组合可得到不同的停留时间。由表 3－6 的数据可见，利用 ω_1 与 ω_2 的不同组合(但非最好)可以在许多不同摩擦角上超过简单锥篮离心机。我们可以在相同的总长的前提下改变三个或更多个参数来延长停留时间。在设计阶段精确考虑内筒半锥角、长度及其数量可以获得更长的停留时间。

表 3－6　ω_1 与 ω_2 的组合可延长停留时间

摩擦角/°	23	23.5	24	24.5	25
锥篮离心机 ω/s^{-1}	145	148	152	152	165
停留时间/s	0.046	0.047	0.049	0.053	0.053
控制环离心机					
停留时间/s	0.083	0.094	0.162	0.112	0.090
ω_1/s^{-1}	145	148	152	152	165
ω_2/s^{-1}	210	200	188	152	140
锥篮结构参数					
锥篮离心机	长度 = 550 mm			半锥角 = 27°	
控制环离心机					
外筒	长度 = 350 mm			半锥角 = 27°	
内筒					
第一部分	长度 = 50 mm			半锥角 = 15°	
第二部分	长度 = 150 mm			半锥角 = 24°	

综上可知，基于一点的运动分析的数学模型已被用来计算锥篮离心机内颗粒的加速度。基本颗粒贴近锥面的运动轨迹可以算

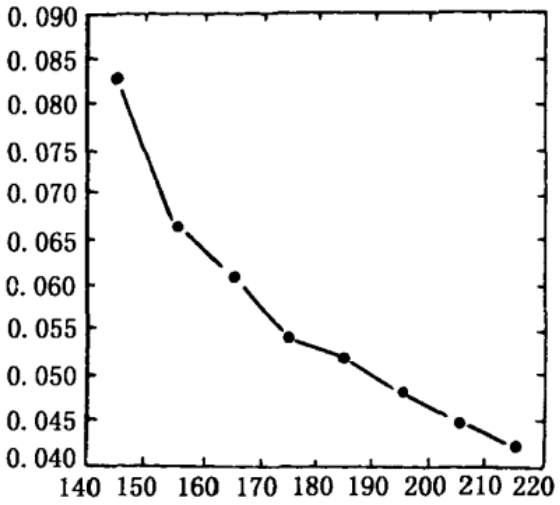


图 3-21　外筒转速对停留时间的影响，$\mu = tg23°$

（锥篮结构参数见表 3-6）

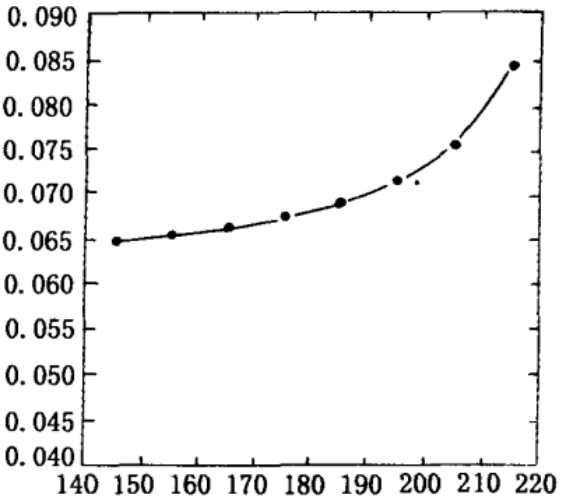


图 3-22　内筒转速对停留时间的影响

（其他条件同图 3-21）

出颗粒在锥篮内的停留时间。

为了得到一个较长的停留时间，关于锥篮离心机的修改设计，控制环离心机被提出来了。主要操作参数、内外筒转速以及几何参数对停留时间的影响可通过模型得到。技术上要求实验检测。因为如果有一个短的停留时间，就要一个高转速，并且修正

锥篮离心机几何特性的实验很复杂，因此有必要优化模型和设计。该模型对于计算几何设计变化及操作条件变化对滤饼停留时间的影响是很有效的。

3－6　过滤式螺旋卸料离心机

过滤式螺旋卸料离心机的结构和工作方式如图 3－23 所示。动力装置、轴承以及液体收集室的转动部件和固体排放口清晰可

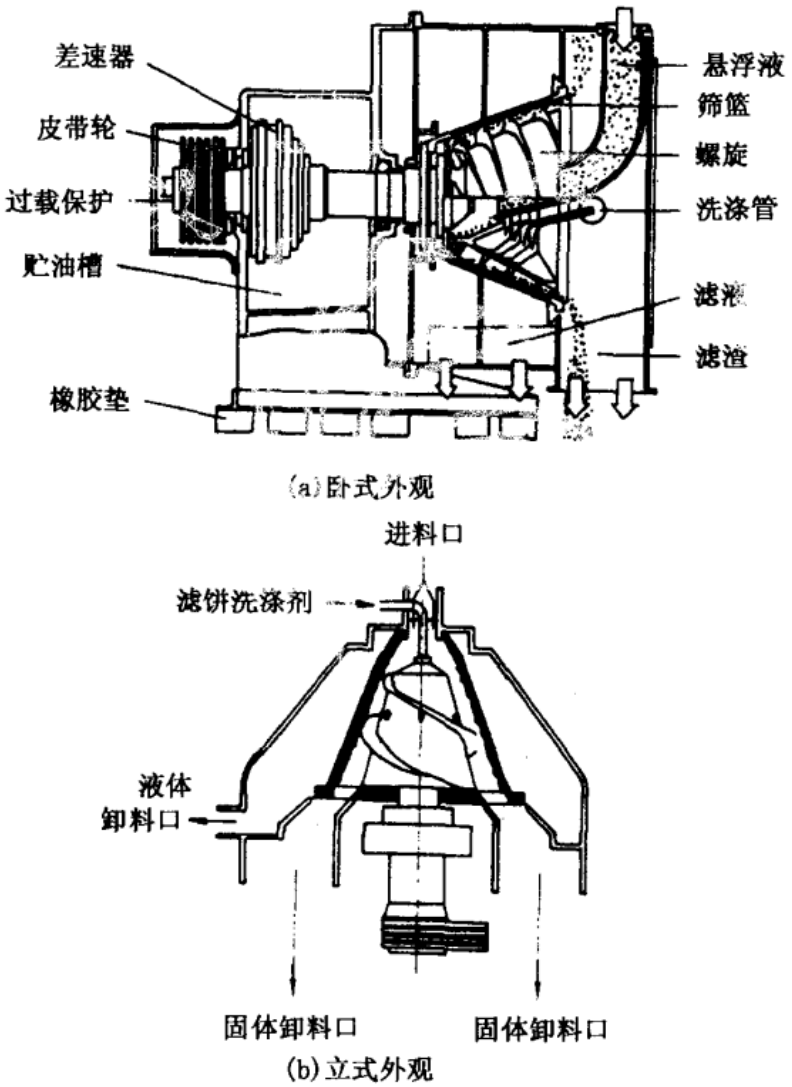


图 3－23　过滤式螺旋卸料离心机的结构和工作方式

见，易于维护保养。动力装置由 V 形皮带传动，旋转部分的转速适合于工艺要求，圆齿轮可保证即使螺旋转鼓和筛网转鼓间存在很大摩擦时也能使二者间有一个必要的转速差。过载保护系统可防止对圆齿轮的破坏，除个别采用油浴润滑外，一般齿轮箱和轴承均采用加压润滑系统。

离心机和驱动电机安装在支架上，其上设有可用螺栓连接于支撑结构的隔振橡胶座。

即使最大型的离心机也无需专用的支座或平衡重物就可安装。螺旋的相对转动可以保证固相物料在筛网上的分布趋于均匀，故可防止不必要的机器振动。停机时，螺旋上不会残留有足以引发动不平衡的物料。

操作室采用气体迷宫式，用 PTFE 环或滑动密封环进行密封。接触部件由奥氏体钢、专用铜、耐蚀镍基合金、镍和钛或相似的金属组成。由于物料有摩擦性，不耐磨的铜应由抗磨材料加以保护。

这种离心机的旋转部件是由圆筒或具有 10°或 20°倾角的圆锥体组成。以差动速度旋转的螺旋决定了传输速度的大小以及物料停留时间的长短。圆锥形转鼓的倾角对固体物料的传输还有一定的促进作用。倾角大小由制造商决定，并受工艺要求的影响，一般采用三种转鼓：锥角 20°，锥角 10°和无锥角的圆筒形转鼓。

实践证明，对于大多数物料而言，倾角的最优值为 20°，此时固相物料从小端开始，在不断增加的离心力作用下移动至大端，而螺旋对物料则没有明显的推动作用，很适宜处理粗粒物料。

当筛网上的物料需要较强冲洗的场合，锥鼓倾角取 10°最为合适，对于处理高分散物料的场合也很适合。

圆筒形转鼓只适用于特定的场合，例如冰晶体脱水和纤维素衍化。

若按分离因数分类，这种离心机从参数和应用上可分成两大

类:一类是高速小容量的机型，直径一般小于 400 mm，而分离因数则可高达 3000，主要用于化工、食品和制药工业；另一类是低速大容量的机型，直径一般大于 600 mm，分离因数小于 400，主要应用于煤炭工业。

3－7　双级活塞推料离心机

双级活塞推料离心机的结构见图 3－24。在这种离心机中，固相物料通过金属丝筛网的滑动速度小于过滤式螺旋卸料离心机中的滑动速度，因此物料在转鼓内的停留时间就比较长，可达 5～20 秒。一般分离因数为 300～800，因此这种离心机特别适合于处理具有摩擦性的物料，也适合于那些由于精细粒子含量很高的高粘性母液要求较长脱水时间的物料。由于滤饼较厚而且密度大，故可确保精细粒子的产量。此外，也可进行高强度的冲洗。对于活塞推料式离心机而言，单级式对待处理物料的数量和固体密度的变化要比双级式更为敏感。由于工艺技术上的优点，一般不采用花费更大、敏感性更高、结构更为复杂的四级或多级式离心机。因此，一般制造厂家更倾向于生产双级活塞推料离心机，实践证明，它不仅具有较高的处理能力，同时还具有较高的可靠

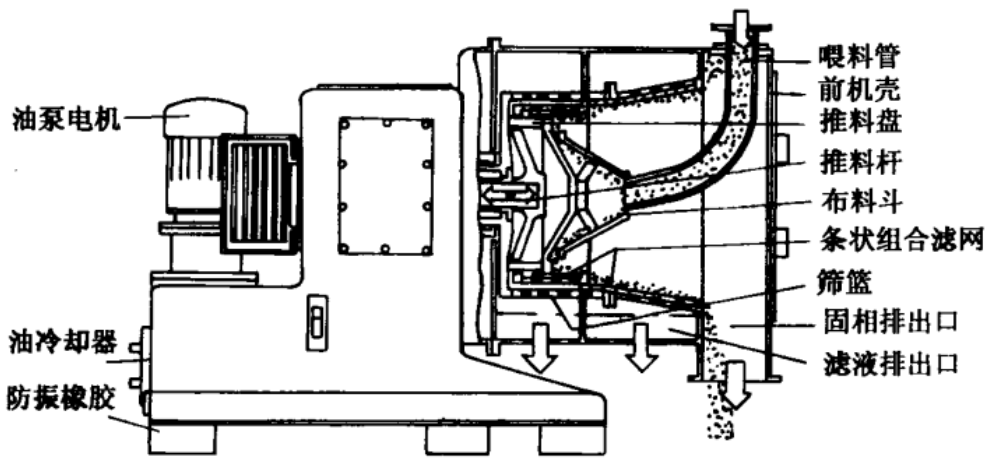


图 3－24　双级活塞推料离心机结构

性和应用的灵活性。通常，在同样的处理效果，同样的转鼓外径条件下，其处理能力要高于四级式。

从结构上讲，设计 SHS 型双级活塞推料离心机应特别注意采用紧凑的节省空间的结构形式，即使是大型设备，也应尽量短小。油泵、油冷却器、管线和液压推盘装置的附件都在机器的壳体内部，可以很方便地打开外壳看到，以免受外部影响和破坏。入口管(进料螺旋)流注到入口布料斗内，它与推料盘底端、大的外转鼓、转鼓的套环以及空心轴相连。空心轴只引起旋转而无推进运动，带动内转鼓的推料盘轴同心地位于空心轴内，推料轴以同样的速度运转，另外，液压活塞轴前后移动。两个转鼓的周壁上均开有较大的孔可以使液体顺利通过，其内部衬有与轴向平行(即在推料方向)的槽网。悬挂的转鼓前端开口，后部则由推料盘底或套环组成。

产品收集室通过法兰与机器整体连接，并将转鼓封住，它由独立的三个部分组成:母液收集室、冲洗液收集室和固相收集室，转轴通过窄的 V 形带由三相电机带动。

(1)操作

操作特点见图 3－25。

固液混合物连续通过加料管进入到与转鼓相同速度转动的进料分布器内。在分布器上混合物可以得到预加速，并均匀分布在整个圆壁上。多数液体通过在内转鼓进料区上的开孔筛网由离心力甩出。截留在筛网上的固体物料以滤饼形式存在。除旋转外，内转鼓还作 20～70 mm 行程的轴向推移振动。在振动的回程中，滤饼与推料盘相遇，开口端一定量的固体物料(取决于推料盘的行程)被排入外转鼓，内转鼓向前移动并逐渐将滤饼推入外转鼓，然后，在外转鼓中从开口端排入固体收集室或空的滑道内。

可以立即在给料区对固体物料进行冲洗，或在由第一级到第二级的转移过程中冲洗，这样可使残留在滤饼内的母液被冲洗液代替。滤饼的厚度在很大程度上取决于滤饼的内摩擦力和滤饼与

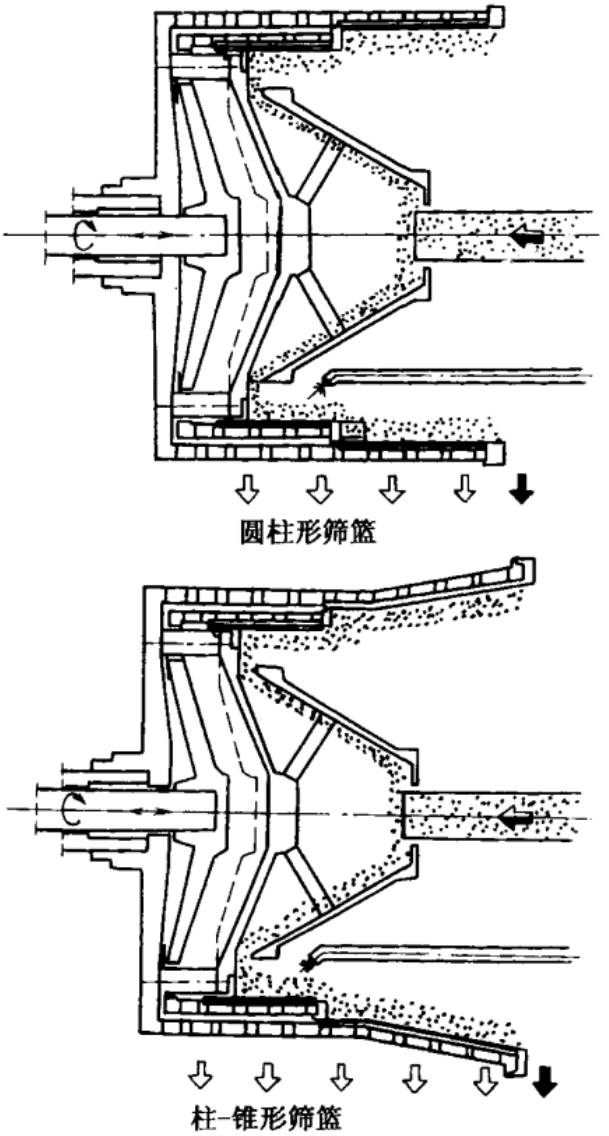


图 3－25　双级活塞推料离心机操作特点

筛网间的外摩擦力。对于不同的物料和机器型号，滤饼厚度也不相同，一般为 15～80 mm。

这种机型的生产能力首先取决于进料的过滤速度，在两次推料的短时间内，新形成的滤饼必须脱水至能将在转鼓上已形成的滤饼破坏，并将其向前推进所需的力传递过去。进料的湿含量越低，所需时间就越短，也即进料密度大，其生产能力就高。

当精细粒子含量较高时，应先在其他离心机上对物料预脱水，使其湿含量达到在这种离心机上不跑料的要求，此时要通过螺旋盘给料而不是进口管。近几年来，活塞推料离心机的应用领域已得到极大推广，这是因为后脱水可以节省大量的能源。事实证明，增添这种设备的用户，所需费用仅一年就可回收。

(2)材料

接触部件由奥氏体钢、专用铜、耐蚀镍基合金、镍、钛或相似的金属组成。由于物料有摩擦性，不耐磨的铜应选用抗磨材料保护。

含有较多精细粒子的厚滤饼，承受较大加速度作用时，因液体很难穿过而致使一部分液体进入滤饼内部，沉积在细密的缝隙中并随固体物料一同排出。根据最新研究表明，第二级的大转鼓若制成锥形，即可使难穿透的滤饼保持一定的渗透性。例如煤料制备，在较细的过滤器排出物(特别是含有粘土的情形)的二级脱水中，与一般的活塞推料离心机相比，其最终的湿含量可减少2%～4%，因此就不再需要设置热干燥这道工序。

新结构也可以对易过滤的精细物料产生较好的脱水效果。采用直径逐级变大的转鼓，滤饼就会变松，毛细管内的水分就会流出。如果锥角对于所处理的物料选取合适，则可以在锥体部分保持较密的滤饼，即使在大大减少了所需的推料能量的长转鼓内也有同样效果。在相同条件和相同效果的场合，与使用同样尺寸的圆筒形活塞推料离心机相比，其生产能力可提高30%或更多，并且不需要加强液体推料盘的推动机构。

3－8　上悬式自动卸料离心机

上悬式离心机是一种立式离心机，大多为间歇操作，转鼓安装在长轴的下端，轴的支点远高于转鼓重心(图3－26)，属挠性轴结构，运转时转鼓能自动对中，工作运转平稳。

滤渣从转鼓底部开孔卸出，一般采用重力自动卸料，其卸料

条件为

$$\omega < \sqrt{g/R\mathrm{ctg}(A+\phi)} \qquad (3-50)$$

式中 ω——转轴角速度；

R——转鼓的柱段半径；

A——转鼓的锥形段半锥角；

ϕ——滤渣与锥篮壁面间的摩擦角。

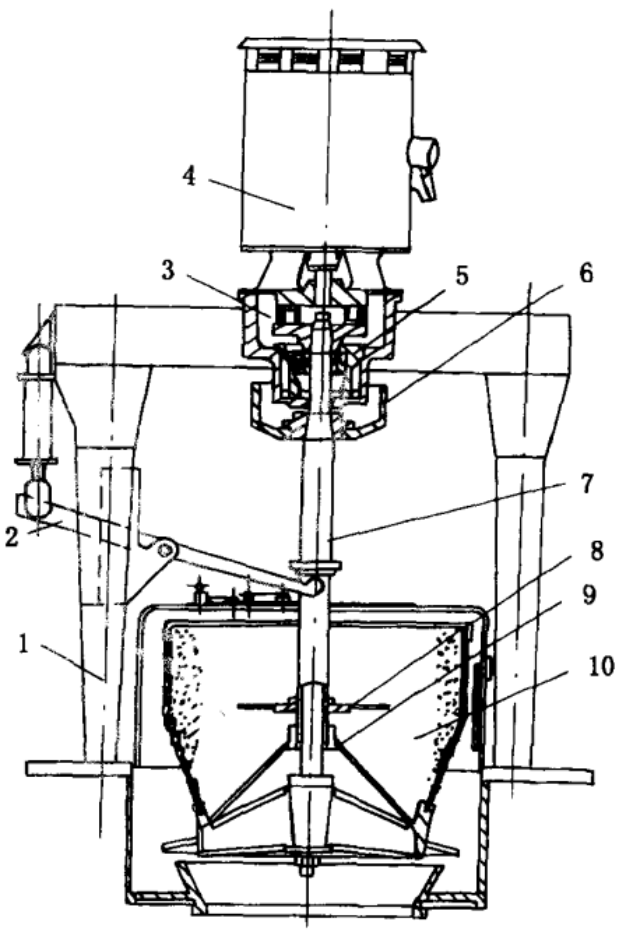


图 3－26 上悬式自动卸料离心机

1—机架；2—锥形罩提升机构；3—联轴节；4—电机；5—轴承座；6—刹车轮；7—主轴；8—布料盘；9—锥形罩；10—转鼓

除重力自动卸料外，还可以采用人工或机械刮刀卸渣，如图3－27所示。上悬式离心机主要用于制糖工业分离糖膏，在化工、轻工及制药等工业部门也有广泛应用。

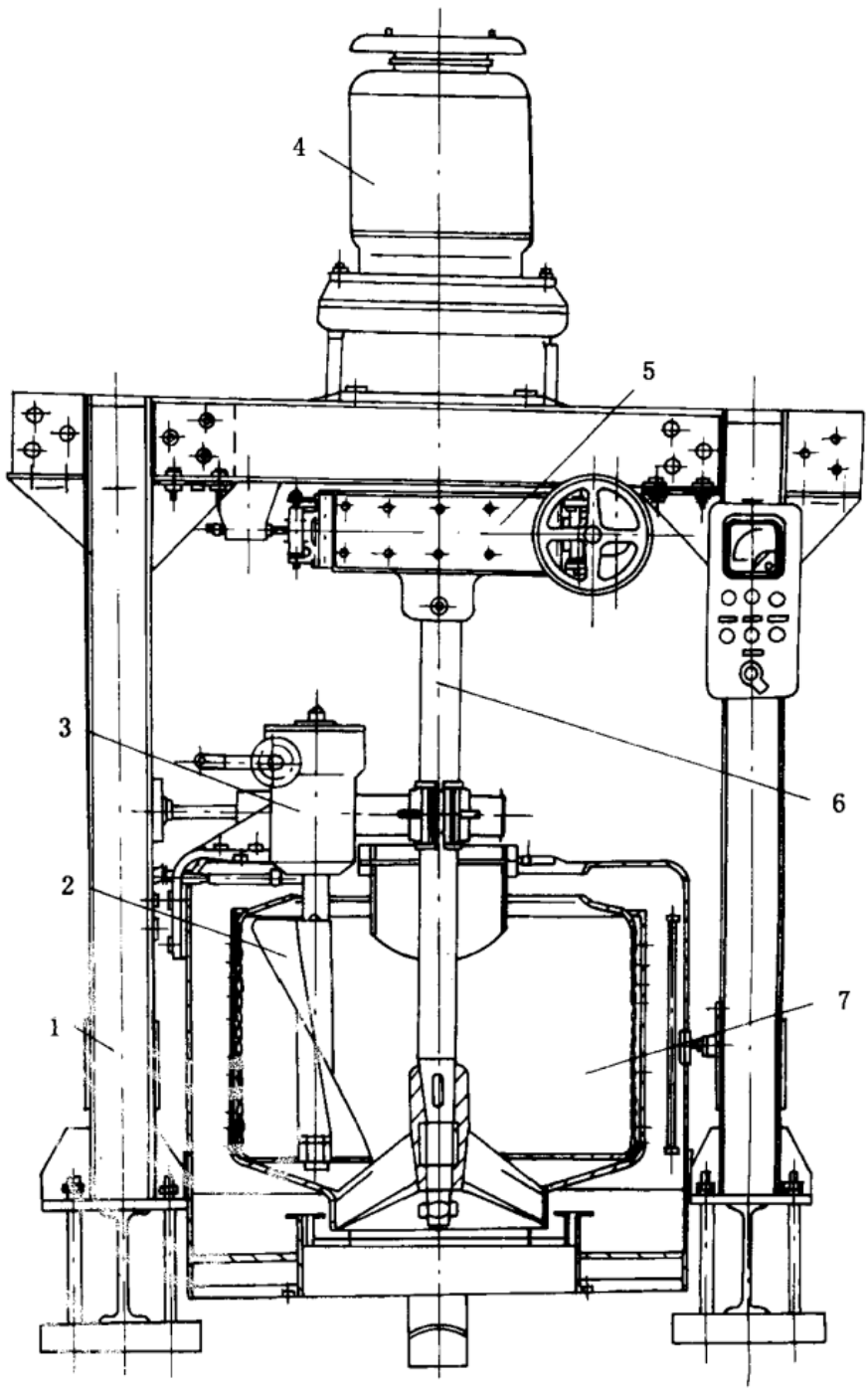


图 3－27　上悬式机械卸料离心机

1—机架；2—刮刀(旋转螺旋刀)；3—刮刀操纵机构；
4—电动机；5—刹车装置；6—主轴；7—转鼓

机械刮刀卸料的转鼓是平底结构，而重力自动卸料的转鼓则是筒—锥组合式。二者皆为间歇操作：转鼓启动到一定转速后加料，再加速至全速进行脱液和洗涤，然后逐渐刹车至很低转速下进行机械刮刀卸料或重力自动卸料。例如，分离甲糖的上悬式自动卸料离心机，转鼓半径 $R = 600$ mm，半锥角 $A = 23°$，甲糖与滤网的摩擦角约为 $\phi = 60°$，则按公式（3－50）可计算出离心机能进行自动卸料的转速为：

$$\omega_0 < \sqrt{9.81/0.6\ \mathrm{ctg}(23° + 60°)} = 1.4 \quad l/s$$

$$n_0 < 30 \times 1.4/\pi = 13.4 \quad r/min$$

上悬式离心机转轴的临界转速，一般设计成在加料转速与全速之间。为了增大轴之挠性，其轴承支撑普遍采用如图 3－28 所示的一类挠性结构。此外，为避免轴的振摆传给电机，应对电机轴与转鼓轴的联接采用离心式、弹性或挠性联轴节，而且电机一般多选用双速或多速电动机。

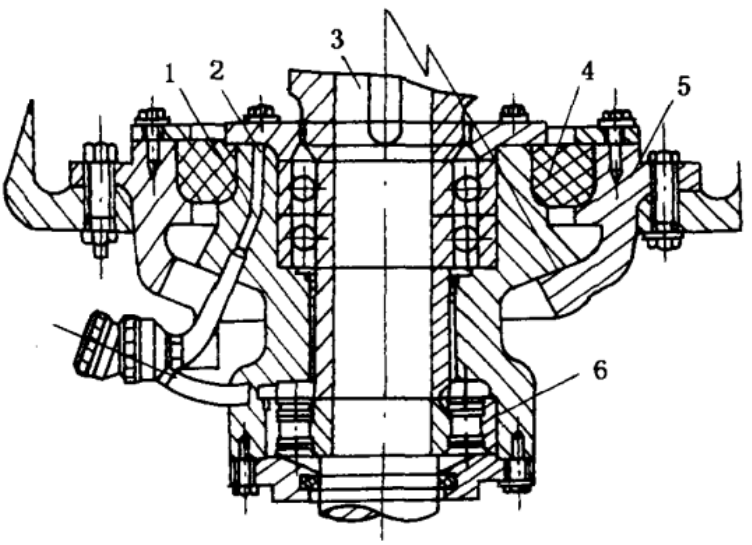


图 3－28　上悬式离心机轴承室

1—轴承座；2—双列径向止推轴承；3—主轴；
4—橡胶圈；5—球面轴承体支座；6—径向滚柱轴承

第四章　进动离心机

为了克服锥篮离心机适用范围小、转鼓锥角过大以及物料在筛篮内停留时间过短等缺点，一种称之为摆动式离心机(Tumbler centrifuge)的新型自动连续过滤式离心机(图 4－1)，于 1964 年在慕尼黑 ACHEMA 国际展览会上首次展出。迄今为止，德国的 Krauss－Maffei公司已研制出七种型号的立式摆动离心机，其锥

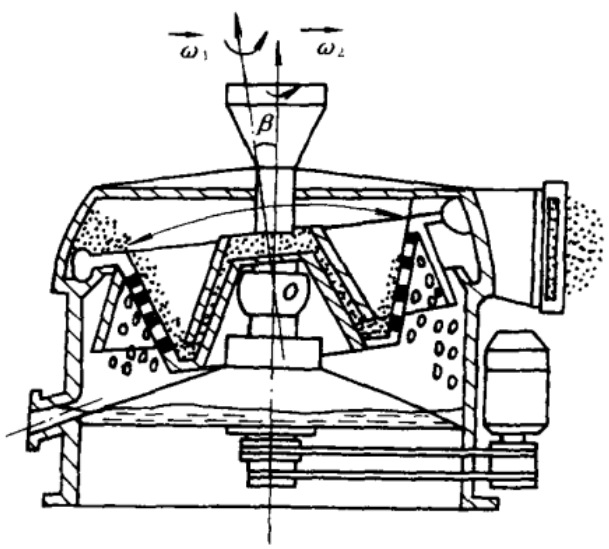


图 4－1　进动离心机（立式）

篮大端直径从 400mm 至 1400mm（KTZ－40，KTZ－54，KTZ－63，KTZ－80，KTZ－100 和 KTZ－140)(表 4－1)。

摆动式离心机在国内的研究开始于 1972 年。第一台称之为卧式颠动离心机的 WD－400（锥篮大端直径为 400mm)样机于 1978 年研制成功，以后正式定名为“卧式进动离心机”，并相继研制出 WJ－250、WJ－450 和 WJ－540 (图 4－2)。

表 4－1　几种典型的立式进动离心机参数

型号	转鼓大端直径/mm	分离因数（平均值）	过滤面积/m^2	机器重量/t	最佳过滤粒度范围/mm	处理能力（固相）/（t/h）
KTZ－40	400	420	0.26	0.6	0.05～5	4～10
KTZ－54	540	280	0.50	0.9	0.06～6	6～12
KTZ－63	630	250	0.64	1.5	0.08～8	15～40
KTZ－80	800	200	1.25	3.0	0.1～9	40～50
KTZ－100	1000	170	1.60	4.2	0.1～10	60～135
KTZ－120	1200	150	2.15	6.0	0.2～15	100～150
KTZ－140	1400	120	2.60	10	0.2～20	130～270

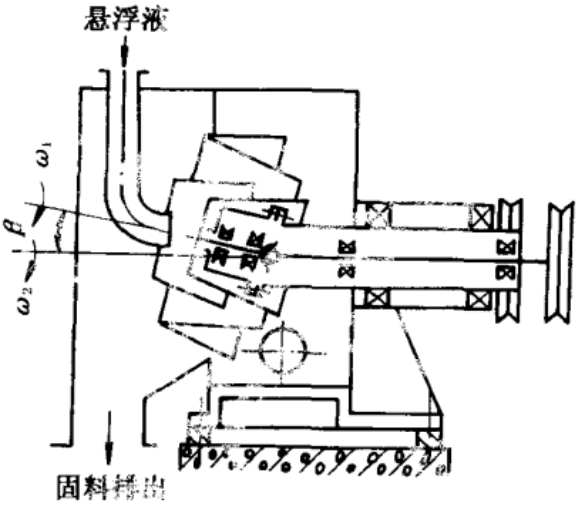
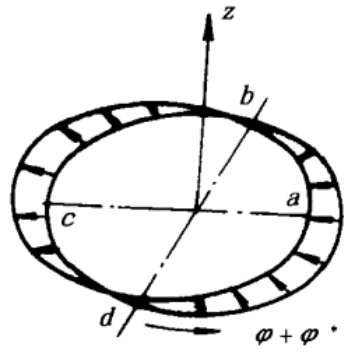


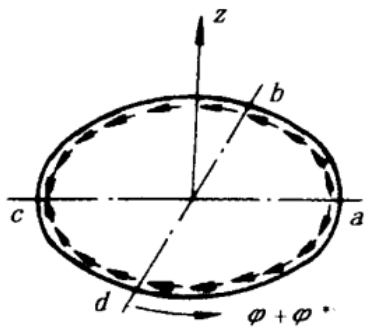
图 4－2　卧式进动离心机

4－1　工作原理

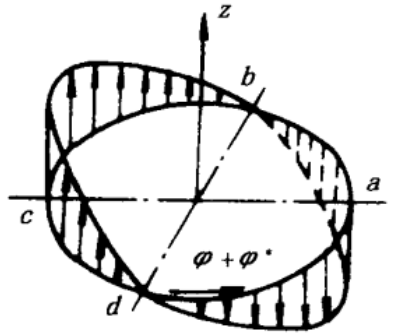
与锥篮离心机相比，进动离心机（图 4－2）的转鼓增加了一个附加转动，即锥篮以差动角速度 $\Delta\omega = \omega_1 = \Omega_1 - \Omega_2$ 作自转的同时，又以角速度 $\omega_2 = \Omega_2$ 绕空心轴作公转。这里的 Ω_1 和 Ω_2 分别表示实心轴和空心轴的旋转角速度，这两根转轴通过万向节套联在一起，其夹角 β 称为结构章动角，也称几何章动角。现已证明，这种强迫进动式的陀螺运动所产生的附加惯性力场是反对称（图 4－3）的。当悬浮液经布料器进入转鼓后，单位质量的物



S_r



S_τ



S_z

图 4-3 反对称的振荡力

料除受到轴对称分布的离心力 $\Omega_1^2 r$ 作用外，还受到陀螺进动所附加的反对称分布的振荡力 S_r、S_τ 和 S_z 的联合作用。其中

$$\begin{cases} S_r = -zk^2\Omega_1^2\beta\sin(\varphi+\varphi^*) \\ S_\tau = -zk^2\Omega_1^2\beta\cos(\varphi+\varphi^*) \\ S_z = -r\Omega_1^2\beta'\sin(\varphi+\varphi^*) \end{cases} \tag{4-1}$$

分别称为径向、环向和轴向振荡力。式中 r，φ^* 和 z 为物料的柱坐标，φ 为自转角，$k=\Omega_2/\Omega_1$，称为转速比，$\beta'=[1-(1-k)^2]\beta$ 称为有效章动角，也称物理章动角。

这三种振荡力(单位质量的物料)随自转角 φ 改变的脉动规律由图 4-4 给出，是对应于 WJ-540 的小口端($r=155$mm，$k=0.9$，$\beta=5°$)的情形。

物料在环向振荡力 S_r 作用下要发生环向的阻尼振动，在转鼓的一侧以 a 点为中心物料向两边散逸(图 4-3)；而在转鼓的另一侧则以 c 为中心物料汇聚。当然，a、b、c、d 四点的位置随着自转和公转沿转鼓环向产生周期性的“游动”并变换其峰值，从而对物料起着疏松而利于脱水的作用，使物料不易结成坚实的滤饼。另一方面，由于同时存在着反对称的轴向振荡力 S_z，就必然会在转鼓表面形成两个不同的区

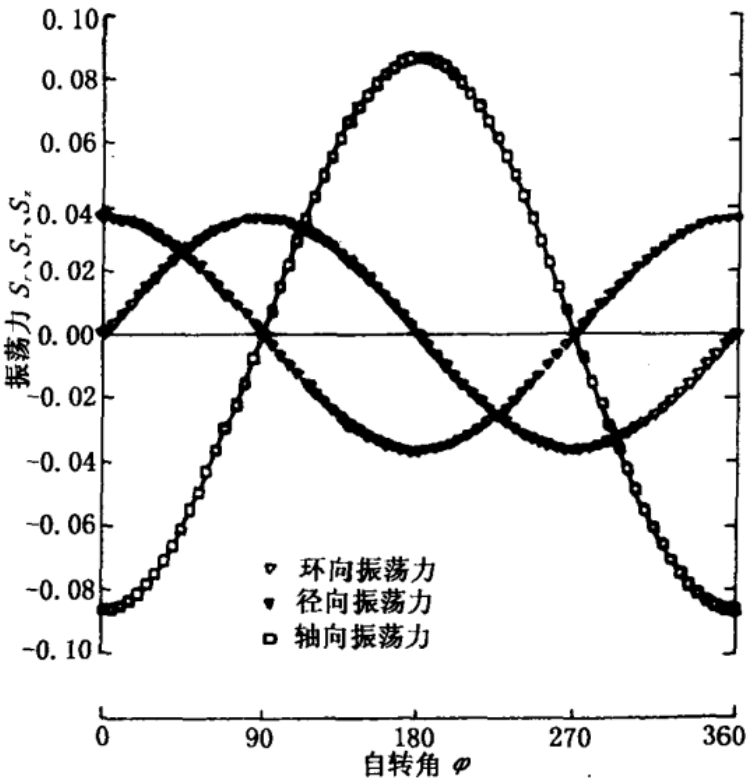


图 4－4　振荡力随自转角的改变

域：在 $S_z<0$ 的区域，物料滞留只能脱水；而在 $S_z>0$ 的区域，物料势必向大口端移动而卸料。如果 S_z 消失，则该机就不能卸料。由此可见，由于环向与轴向振荡力的相互作用，迫使转鼓上卸料与滞留两个区域发生周期性的位置交换，从而使物料停留时间远大于锥篮离心机，一般长达 2～10 秒。这种独特的卸料方式(图4－5)，正是进动离心机最终物料湿含量低的一个显著优点。

进动离心机在运转过程中，固定的结构章动角 β 和真正导致卸料的有效章动角 β' 是不一致的(如图 4－5 所示)。我们可以简明地说明有效章动角 β' 的物理意义。

由图可知，转鼓的瞬时转动轴总与绝对加速度 $\vec{a}$ 垂直；从图的左下角那个放大了的加速度合成三角形不难推得

$$\mathrm{tg}(\beta-\beta')=\frac{a_r\sin\beta}{a_r\cos\beta+a_c+a_t} \qquad (4-2)$$

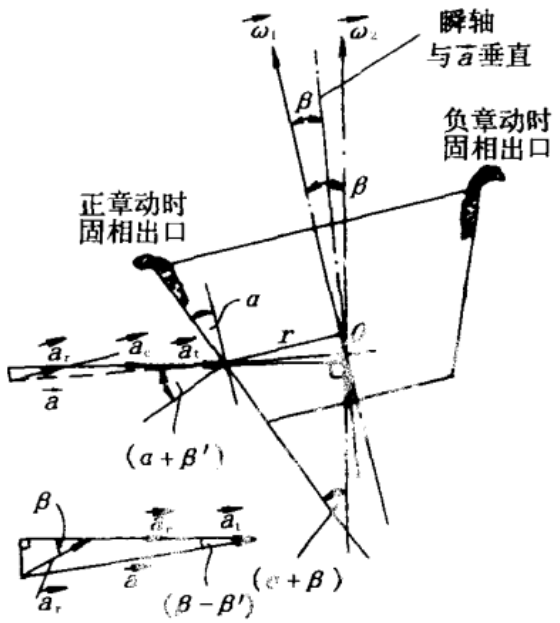


图 4－5　章动效应和卸料方式

式中 a_r、a_c 和 a_t 分别表示物料的相对加速度、哥氏加速度和牵连加速度，其量值为：

$$\begin{cases} a_r = (\Delta\omega)^2 r \\ a_c = 2\omega_2(\Delta\omega)r \\ a_t = \omega_2^2 r\cos\beta \end{cases} \tag{4-3}$$

考虑到结构章动角 β 一般不超过 8°，故可利用近似关系 $\sin\beta\approx\beta$，$\cos\beta\approx1$ 和 $\mathrm{tg}(\beta-\beta')\approx\beta-\beta'$，最终可将(4－2)式简化成

$$\beta' = [1-(1-k)^2]\beta$$

因此，传统的进动离心机卸料条件

$$\alpha+\beta>\gamma \tag{4-4}$$

也必须进行相应的修正，修正公式形如

$$\alpha+|\beta'|>\gamma \tag{4-5}$$

式中，α 为筛篮的半锥角，γ 为物料与篮壁间的摩擦角，也即 $\mu=\mathrm{tg}\gamma$ 为对应的摩擦系数。

表 4－2 所列举的实验数据表明，式(4－4)仅当 k 接近 1 时

才适用，而公式(4－5)则不受此限制。例如分离精盐时，若按式(4－4)来判断是不能卸料的，因为 $A+\theta=22°$，小于精盐的摩擦角，但按式(4－5)来判断，此时有效章动角 $|\beta'|=3\beta=6°$，$\alpha+|\beta'|=26°$大于精盐的摩擦角，故能卸料，这与实验完全吻合。可见，选用正确的卸料判据对于合理设计进动离心机(根据 γ 来选定 α、β、和 k)是很有意义的。选取最佳转速范围的总原则是：结构章动角 β 应尽量小，而有效章动角 β' 则应尽量大，这对机器的大量供料极为有利。

表 4－2　几种不同物料的卸料实验数据

物　料	α	β	Ω_2/(r/min)	Ω_1/(r/min)	k	$\alpha+\beta$	$\alpha+\lvert\beta'\rvert$	γ	出料情况
聚苯乙烯	7.5°	3°	1210	1386	0.87	10.5°	10.45°	10.4°	卸料
碳酸氢铵	22°	10°	260	1240	0.21	32°	25.8°	26°	堵塞
精　盐	20°	2°	－880	880	－1	22°	26°	23°	卸料
高温盐	22°	7.4°	1200	1100	1.1	29.4°	29.3°	29°	卸料
低温盐	22°	5.6°	1200	1100	1.1	27.6°	27.3°	27°	卸料

图 4－6 表示随转速比 k 而变化的有效章动角 β' 的曲线。该曲线是过原点($\beta'=0, k=0$)和 $k=2$ 所作的一条抛物线。关于传输物料的方式，按照 $k<0$，大于 2，或介于 (0，2) 之间的不同情况，可以划分成 3 个速度范围：

① $0<k<2$；

② $k<0$；

③ $k>2$

在第① 速度范围内，有效章动角 β' 比结构章动角小，但仍为正值，这就是说，物料是在(相对于公转轴具有)最大倾斜度的筛篮面上移动的。在此速度范围内，有效章动角 β' 只能在章动角 β 的

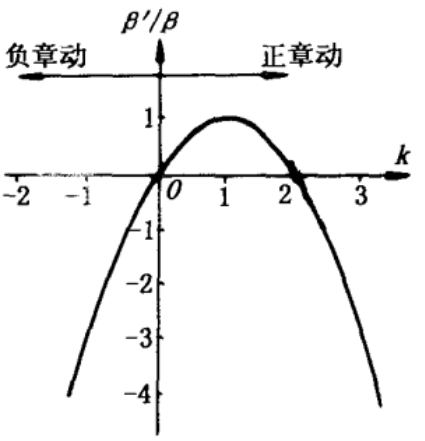


图 4－6　有效章动角与转速比的关系

极限范围内变化。

在第②、③ 两个速度范围内，有效章动角 β' 为负值(称为负章动)，这就是说，物料在(相对于公转轴具有)最小倾斜度的筛篮面上移动，即从筛篮圆周的方向来看，物料移动了 180°。在这两个速度范围内，$|\beta'|$ 可为 β 的数倍。

$k<0$ 这个速度范围，对进动离心机来说特别重要。由于此时 $\vec{\omega_2}$ 与 $\vec{\omega_1}$ 方向相反，所以 β' 可以获得较大的绝对值而不会达到高速范围。这样，在实际应用中就有如下好处：

第一，可以保持很小的结构章动角，这对给机器大量供料极为有利；

第二，由于差动速度 $\Delta\omega$ 比较大，因而可增大传输脉冲频率，像振动式离心机那样便于物料的排卸而又不额外增加分离因数；

第三，通过大幅度改变转速比，可以调节脉冲量的大小，这样就有利于适应各种产品微粒所需的分离条件，即使对那些难以传输的物料的分离，也能取得较满意的结果。

4－2 消振原理及措施

在分离机械设计中，预测转子的动力特性(陀螺力矩、临界转速、稳定性)，对于机器的振动分析具有重要意义。但是，目前仍有不少设计部门还在采用“分段法”和“试凑法”，这在转子形状较为复杂的情况下，不仅费时而且不易达到较高精度。

受有限单元法的启示，若将旋成体的子午面划分成一组梯形网格进行离散，则只须输入单元节点座标和材料密度，即可电算求得转鼓的质量、重心位置以及关于对称轴及赤道轴的转动惯量，从而准确地计算出对应于特定工况的陀螺力距。根据这种计算方法所设计的通用程序简单实用，可适用于各种形状的旋成体。

上述计算方法已成功地应用于 WJ－540 卧式进动离心机的

研制。通过对聚苯乙烯和海盐的分离实验及生产考核表明，采用该法消除转鼓陀螺力矩，从而保证机器的平稳运转，是令人满意的。实测表明，机器在正常工况下的最大水平振动位移只有0.035mm，最大竖向振动位移小于0.12mm。

由于进动离心机的转鼓作规则进动，在绕实心轴自转的同时还要绕空心轴公转，因而在其转轴上必然作用有陀螺力矩所产生的周期性动反力，如果设计不当，将会引起机器的强烈振动。于是，消除或尽量减小转鼓陀螺力矩，便成了进动式转鼓设计中的一个关键问题。

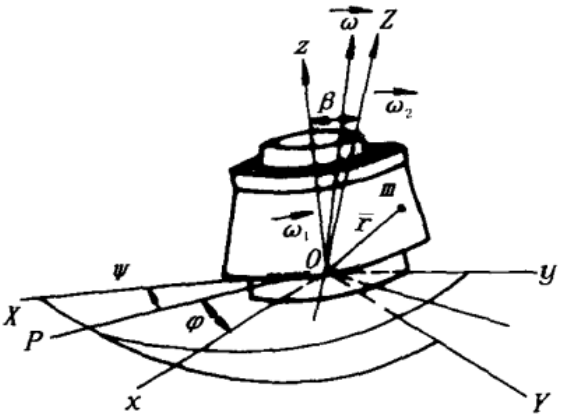


图 4－7　进动式转鼓的坐标系

按分析力学原理，转鼓作规则进动时，其陀螺力矩 M_0 应与节线 OP 反向(图 4－7)，而且可以表示成：

$$M_0 = \frac{\partial T}{\partial \beta} - \frac{d}{dt}\left(\frac{\partial T}{\partial \beta}\right) \tag{4-6}$$

式中 T 为转鼓之动能，可以写成

$$T = \frac{1}{2}J(R)\left(\frac{\mathrm{d}\Psi}{\mathrm{d}t}\right)^2\sin^2\beta + \frac{1}{2}J(z)\left(\frac{\mathrm{d}\Psi}{\mathrm{d}t}\cos\beta + \frac{\mathrm{d}\varphi}{\mathrm{d}t}\right)^2$$

将它代入(4－6)式，并考虑到

$$\begin{cases} \dfrac{\mathrm{d}\varphi}{\mathrm{d}t} = \omega_1 = \Omega_1 - \Omega_2 \\ \dfrac{\mathrm{d}\Psi}{\mathrm{d}t} = \omega_2 = \Omega_2 \end{cases}$$

则可得

$$M_0 = \pm J(R)\Omega_1^2\sin\beta\left[\frac{J(z)}{J(R)}k - k^2\right] \tag{4-7}$$

式中“＋”号对应于实心轴与空心轴同向旋转情形；而“－”号则对应于实心轴与空心轴反向旋转情形。

由(4－7)式可知：转鼓转速增加，陀螺力矩也就增加(而且是按二次方递增)。当实心轴转速一定时，陀螺力矩与速比 k 成抛物线关系(图4－8)，当 $k=J(z)/2J(R)$时，陀螺力矩为极大值，当

$$J(z)/J(R)=k \tag{4-8}$$

时，陀螺力矩为零。当然，在实际设计中只能近似地满足式(4－8)，亦即只要保证惯量比接近转速比(图4－8中的优化区)就可认为设计符合要求。当 $k<0$ 时，显然陀螺力矩不存在零点，在这种情况下，为了消除空心轴动反力，必须采取严格的动平衡措施。

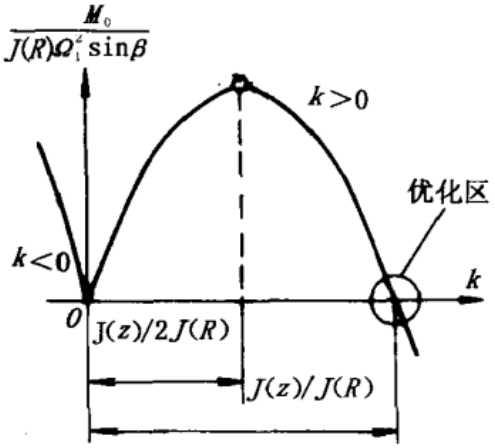


图4－8　陀螺力矩与转速比的关系

在多数情况下，进动离心机均采用空心轴与实心轴同方向旋转的设计，并还须采取下面三种消振措施：

①在转鼓设计及安装上，使转鼓的质心 O' 安装在固定点 O 上(图4－9)，这样可消除由于转鼓质心偏离所引起的惯性离心力。

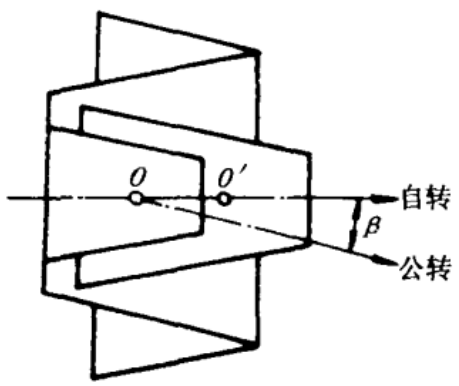


图4－9　转鼓质心的设计

② 尽量减小陀螺力矩。在转鼓优化设计中既要保证转鼓质心与支点重合，又要使 $J(z)/J(R)$ 趋近于 k，尽可能地减少陀螺力矩。为此，笔者已建立了转鼓优化设计的计算机软件系统(CAD)，只须在设计计算过程中加以调试，即能达到上述要求。

③ 消除空心轴的动不平衡力。因存在章动角的影响，使得

短空心轴的质心不可能落在长空心轴(图 4－10)上，故势必在运转过程中产生周期性惯性离心力。为此，必须采用转动刚体的动平衡方法来消除不平衡离心力及力矩。由动态静力学可知，应在任选的两个平面(均垂直于长空心轴)内对空心轴的惯性离心力进行配重计算。考虑到安装调试的方便，也可采用一个配重块(图 4－10 中配重 2 的位置)，在计算时，可使所加配重与惯性力平衡，而惯性力矩则靠筛篮的残余陀螺力矩(因为在实际操作过程中，对不同物料的转速比和章动角的取值会有所变化，故要将陀螺力矩全部消除，一般来说是不大可能的)来平衡。表 4－3列举了 WJ－540 进动离心机转鼓对应 5 种不同章动角时的所需配重。

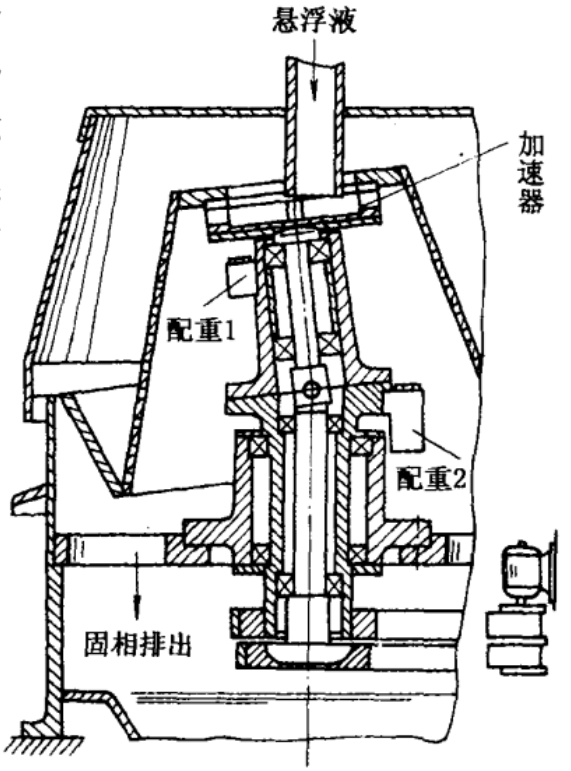


图 4－10　空心轴上的配重

表 4－3　对应于不同章动角的所需配重

斜法兰的螺栓编号	章动角/°	配重/kg	斜法兰的螺栓编号	章动角/°	配重/kg
n＝0	8.0	0.19	n＝3	3.1	0.40
n＝1	7.4	0.24	n＝4	0	0
n＝2	5.7	0.33			

下面再介绍一种计算转动惯量 $J(z)$和 $J(R)$的梯形单元法，以实现使陀螺力矩尽可能减小的操作条件，同时又可在保持 k

值不变的情况下提高机器的分离因数。此方法与应力分析中的有限单元法颇为相似，也是要将连续体问题进行“离散化”后再行处理，其主要程序如下。

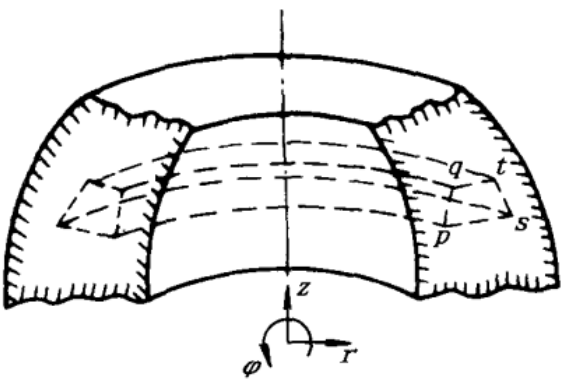


图 4-11　旋成体的梯形单元

为了得到底边平行赤道轴 r 的梯形单元旋成体(图 4-11)的质量几何(质量、形心位置及转动惯量)方程，应首先写出联结节点 p，q 和节点 s，t 的两条直线方程：

$$r = A(p,q)z + B(p,q) \tag{4-9}$$

其中

$$A(p,q) = \frac{r(q) - r(p)}{z(q) - z(p)}$$

$$B(p,q) = \frac{z(q)r(p) - z(p)r(q)}{z(q) - z(p)}$$

同理，对 st 直线的方程，应有

$$r = A(s,t)z + B(s,t)$$

式中

$$A(s,t) = \frac{r(t) - r(s)}{z(t) - z(s)}$$

$$B(s,t) = \frac{z(t)r(s) - z(s)r(t)}{z(t) - z(s)}$$

则由线段 pq 和 st 绕 oz 轴旋转所得旋成体的体积 $V(1)$ 和 $V(2)$，可分别求出为：

$$V(1) = \pi\left\{\frac{1}{3}A^2(p,q)[z^3(q) - z^3(p)] + A(p,q)B(p,q) \times [z^2(q) - z^2(p)] + B^2(p,q)[z(q) - z(p)]\right\}$$

$$V(2) = \pi\left\{\frac{1}{3}A^2(s,t)[z^3(q) - z^3(p)] + A(s,t)B(s,t) \times\right.$$

$$[z^2(q)-z^2(p)]+B^2(s,t)[z(q)-z(p)]\}$$

故由梯形单元 *pstq* 绕 z 轴所得旋成体的体积为

$$\begin{aligned}V &= V(2)-V(1)\\ &=\frac{\pi}{3}[A^2(s,t)-A^2(p,q)][z^3(q)-z^3(p)]+\\ &\quad \pi[B^2(s,t)-B^2(p,q)][z(q)-z(p)]+\\ &\quad \pi[A(s,t)B(s,t)-A(p,q)B(p,q)][z^2(q)-z^2(p)]\end{aligned} \tag{4-10}$$

于是，不难求得单元 *pstq* 所生成的旋成体形心坐标为

$$\begin{aligned}z(c,e) = \pi\Big\{&\frac{1}{4}[A^2(s,t)-A^2(p,q)][z^4(q)-z^4(p)]+\\ &\frac{2}{3}[A(s,t)B(s,t)-A(p,q)B(p,q)][z^3(q)-z^3(p)]+\\ &\frac{1}{2}[B^2(s,t)-B^2(p,q)][z^2(q)-z^2(p)]\Big\}\end{aligned} \tag{4-11}$$

从以上关系式出发，即可推得梯形单元旋成体的轴转动惯量 $J(z)$ 和赤道转动惯量 $J(R)$。为了便于电算，引进下列符号和关系式：

$$\frac{J(z)}{\pi\rho_1}=\sum_e[H(s,t)-H(p,q)] \tag{4-12}$$

$$\frac{J(R)}{\pi\rho_1}=\frac{J(z)}{2\pi\rho_1}+\sum_e[R(s,t)-R(p,q)] \tag{4-13}$$

$$\frac{W}{\pi\rho_2}=\sum_e[W(s,t)-W(p,q)] \tag{4-14}$$

$$\frac{Z(c)}{\pi\rho_2}W=\sum_e[Z'(s,t)-Z'(p,q)] \tag{4-15}$$

以上公式中的 ρ_1 和 ρ_2 分别表示材料的质量密度和重量密度；W 为旋成体的重量；$H(p,q)$，$R(p,q)$，$W(p,q)$以及 $Z'(p,q)$ 均可按表 4-4 中相应的方程计算。求和号 $\sum_e$ 表示对旋成体的所

有单元求和。根据以上公式及表4－4所编制的通用程序，在一般微机上即可使用。

表 4－4　单元质量几何方程

$A(p,q)$	$\dfrac{r(q)-r(p)}{z(q)-z(p)}$
$B(p,q)$	$\dfrac{z(q)-r(p)-z(p)-r(q)}{z(q)-z(p)}$
$H(p,q)$	$0.1A^4(p,q)[z^5(q)-z^5(p)]+0.5A^3(p,q)B(p,q)[z^4(q)-z^4(p)]+A^2(p,q)B^2(p,q)[z^3(q)-z^3(p)]+A(p,q)B^3(p,q)[z^2(q)-z^2(p)]+0.5B^4(p,q)[z(q)-z(p)]$
$R(p,q)$	$0.2A^2(p,q)[z^5(q)-z^5(p)]+0.5A(p,q)B(p,q)[z^4(q)-z^4(p)]+\dfrac{1}{3}B^2(p,q)[z^3(q)-z^3(p)]$
$W(p,q)$	$\dfrac{1}{3}A^2(p,q)[z^3(q)-z^3(p)]+A(p,q)B(p,q)[z^2(q)-z^2(p)]+B^2(p,q)[z(q)-z(p)]$
$Z'(p,q)$	$0.25A^2(p,q)[z^4(q)-z^4(p)]+\dfrac{2}{3}A(p,q)B(p,q)[z^3(q)-z^3(p)]+0.5B^2(p,q)[z^2(q)-z^2(p)]$

图 4－12 所示为国产 WJ－540 卧式进动离心机转鼓的子午面，共划分为 10 个梯形单元和 33 个节点，其中第 10 个单元为物料层(此处为高温盐)。对每个单元及节点赋以标号及确定各节点的坐标 r，z 分别列在表4－5 和表 4－6 中。从表 4－6 可知，当章动角 $\beta=7.4°$ 时所算得的陀螺力输出数据为：

$W=98.58$kg;

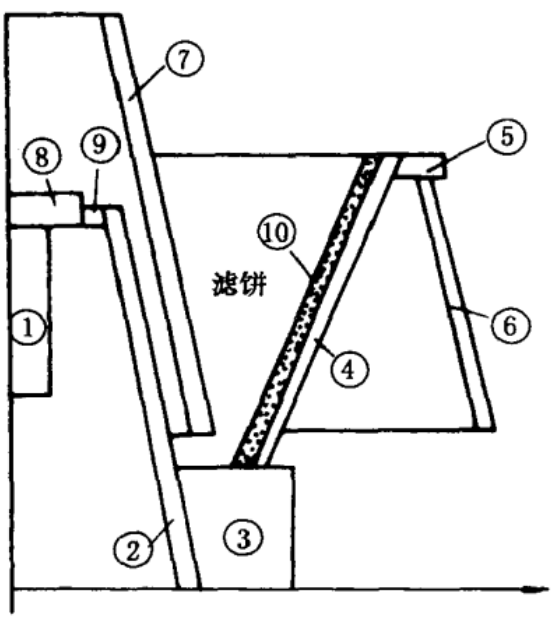


图 4－12　梯形单元网格

$z\ (c) = 15.3\text{cm}$;

$J\ (z) = 379\text{N}\cdot\text{cm}\cdot\text{s}^2$;

$J\ (R) = 317\text{N}\cdot\text{cm}\cdot\text{s}^2$;

$M_0 = 47\text{N}\cdot\text{m}$（当$\beta = 7.4°$时），此值很小，完全可由配重产生的惯性力矩来平衡。

表 4-5　输入结点坐标

节点号	r/cm	z/cm	节点号	r/cm	z/cm	节点号	r/cm	z/cm	节点号	r/cm	z/cm
1	0	16.1	10	18.5	0	19	34.1	10.0	28	6	28.8
2	0	28.8	11	18.5	7.5	20	28.0	34.3	29	6	32.3
3	3	16.1	12	15.8	7.5	21	34.3	10.0	30	6	31.1
4	3	28.8	13	27	35.5	22	28.3	34.3	31	8.6	29.3
5	14	0	14	16.3	7.5	23	14.8	9.2	32	12.8	7.5
6	8.6	31.1	15	27.5	35.5	24	9	47.5	33	25	27
7	14.7	0	16	27.6	34.3	25	15	9.2	–	–	–
8	9.3	31.1	17	29.1	34.3	26	9.2	47.5	–	–	–
9	13.5	7.5	18	29.1	35.5	27	0	32.3	–	–	–

由此可见，本方法提供了一种不使进动离心机的双轴系统产生动反力的保证：只须将陀螺力矩 M_0 的零点选择在转鼓的操作范围内，这样便可在不改变转速比 k 的条件下尽可能地提高离心机的分离因数。此外，对一般转子动力特性的预测，此方法也有很大适用性。

表 4-6　输入单元与节点序号

单元序号	节点序号				密度/
	p	q	s	t	$\text{kg}\cdot\text{cm}^{-3}$
①	1	2	3	4	0.0079
②	5	6	7	8	0.0079
③	7	9	10	11	0.0079
④	12	13	14	15	0.0079
⑤	16	15	17	18	0.0079
⑥	19	20	21	22	0.0079
⑦	23	24	25	26	0.0079
⑧	2	27	28	29	0.0079
⑨	28	30	31	6	0.0079
⑩	32	33	12	13	0.0020

在离心机的转鼓设计中，中心对称分布的孔及螺栓对转子(筛篮)的工作性能有一定影响，特别是进动式离心机，其影响(涉及到陀螺力矩的量值)就更为显著。考虑到每一个小孔的质量比转子的质量小得多，而且对较大的螺栓可进行分割离散，使其每一块的质量远小于转子质量，这样就可将孔及分割后的螺栓当作质点进行处理，但应注意必须将孔作为负质量的质点参与计算。

利用刚体的质量几何理论不难证明：质量相等的任意多个集中质量，只要分布于一圆周且成中心对称，则其对分布圆平面上的任一直径的转动惯量总等于对其圆心转动惯量的一半，也即

$$I_R = \frac{1}{2} I_Z \tag{4-16}$$

以锥篮的计算模型为例，设每一层的孔数为 n_1，每一个孔的质量为 m_0；每层间距(图 4-13)相同，共有(n_2+1)层，则每一层的总质量为 $m = n_1 m_0$，层距等于 h/n_2 (h 为孔层的总高)，锥篮孔的总质量为 $M = (n_2+1)m$。于是，利用(4-16)式便可将图 4-13 (a)简化成图 4-13 (b)进行计算。

因为

$$R_i = R_0 + i(h/n_2)\mathrm{tg}\alpha$$

所以

$$I_z = m\sum R_i^2 = m\sum_{i=1}^{n_2}[R_0 + i(h/n_2)\mathrm{tg}\alpha]^2 + mR_0^2$$

在右端项展开式中，利用级数公式

$$\sum_{i=1}^{n_2} i = \frac{n_2(n_2+1)}{2}$$

$$\sum_{i=1}^{n_2} i^2 = \frac{n_2(2n_2+1)(n_2+1)}{6}$$

便可推得如下的简单关系式：

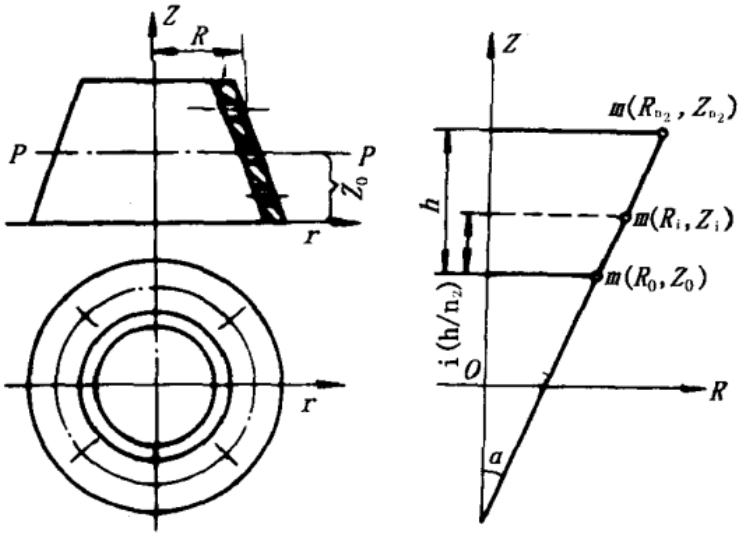


图 4－13　锥篮孔的计算模型

$$I_Z = MR_0^2 + \frac{Mh^2}{6n_2}(2n_2 + 1)\mathrm{tg}^2\alpha + MhR_0\mathrm{tg}\alpha \qquad (4-17)$$

同样，也可推得

$$I_R = \frac{1}{2}I_Z + MZ_0^2 + \frac{Mh^2}{6n_2}(2n_2 + 1) + MhZ_0 \qquad (4-18)$$

以及形心位置

$$Z'_c = Z_0 + h/2 \qquad (4-19)$$

以上公式(4－16)～(4－19)对于成中心对称的离散质点(螺栓或孔)的质量几何计算均可适用。

综合表 4－4 的方程以及公式(4－12)～(4－19)，可以将离心机转鼓中的旋成体(连续体)以及螺栓及孔(离散体)两大部分的质量几何计算编制成通用程序，在一般微机上即可使用。

4－3　章动角的调节和停留时间计算

章动角 β 的设计计算与调节，对于进动离心机的性能有着直接影响。若采用如图 4－10 所示的斜法兰结构时，设短、长空心轴的斜法兰头在联结平面处的倾斜角分别为 α_1 和 α_2，螺钉的

分布个数为 n，则按空间解析几何不难导出由 α_1 和 α_2 所能给出的一系列章动角 β_i 的可能值：

$$\cos\beta_i = \cos\alpha_1\cos\alpha_2\left(1-\cos\frac{2n_i\pi}{n}\right)+\cos\left(\alpha_1+\alpha_2\right)\cdot\cos\frac{2n_i\pi}{n} \tag{4-20}$$

式中 $n_i = 0, 1, 2, \cdots, (n-1)$。

例如，当取 $n=8$ 时，由公式(4-20)可以给出一系列可能的章动角(表4-7)。这时，最大章动角为8°，同时可以观察到，$\alpha_1=1$ 和 $\alpha_2=7$ 所给出的这一列章动角数据最差，因为它们的变化不大，而当 $\alpha_1=\alpha_2$ 时所给出的这一列章动角数值最优，因为它们的变化幅度比较均匀，在实际操作时便于调节，可以给出多种可能的章动范围。

因此，我们建议一个具有实用价值的章动角的设计计算公式如下：

$$\cos\beta_i = \left(1+\cos\frac{2n_i\pi}{n}\right)\cos^2\alpha_1 - \cos\frac{2n_i\pi}{n} \tag{4-21}$$

其中 α_1 为斜法兰头的倾斜角，$n_i=0, 1, 2, \cdots, (n-1)$。

例如，WJ-540卧式进动离心机在用于精煤脱水的试验中，取了16个螺栓联结斜法兰头，即 $n=16$，故此时 $2\pi/16=22.5°$，则可从公式(4-21)的计算中获得8个不同的章动角，分别等于：1.56°，3.06°，4.44°，5.65°，6.65°，7.39°，7.85°，8°。

表4-7 章动角在不同参数下的分布($n=8$时)

n_i	$\alpha_1=1$ $\alpha_2=7$	$\alpha_1=2$ $\alpha_2=6$	$\alpha_1=3$ $\alpha_2=5$	$\alpha_1=4$ $\alpha_2=4$	$\alpha_1=5$ $\alpha_2=3$	$\alpha_1=6$ $\alpha_2=2$	$\alpha_1=7$ $\alpha_2=1$
0	8	8	8	8	8	8	8
1	7.73	7.54	7.42	7.39	7.42	7.54	7.73
2	7.07	6.32	5.82	5.65	5.82	6.32	7.07
3	6.33	4.79	3.57	3.05	3.57	4.79	6.33
4	5.99	3.99	1.99	0	1.99	3.99	5.99
5	6.33	4.79	3.57	3.05	3.57	4.79	6.33
6	7.07	6.32	5.82	5.65	5.82	6.32	7.07
7	7.73	7.54	7.42	7.39	7.42	7.54	7.73

物料的最终湿含量取决于物料在筛篮内的停留时间。1979年，德国科学家 Wilkesmann 提出一种计算物料在进动离心机内停留时间的公式，使用方便而且误差不大(1977 年,前苏联学者 Минакер 曾提出一个停留时间的计算公式,不仅计算复杂而且准确度还不足 50%)，现简述如下。

设 L 为筛篮沿母线方向的有效长度，t_0 为筛篮转一圈所需时间(秒)，L_0 表示筛篮转一圈物料沿母线所移动的距离，则物料停留时间 t^* 的计算公式可以写成：

$$t^* = (L/L_0)t_0 \qquad (4-22)$$

其中

$$t_0 = 60/\Delta N$$

这里的 $\Delta N = N_1 - N_2$ 为实心轴与空心轴的转速差，

$$L_0 = \frac{t_0^2(\Delta\omega)^2 r_a[\sin\alpha + \cos\alpha\sin\beta' - \mu\cos\alpha]^3}{5\cos^2\alpha\sin^2\beta'} \qquad (4-23)$$

式中 r_a 表示筛篮的平均半径。

例如，对于 KTZ－63 立式进动离心机，在分离海盐时的有关数据为：$\mu = 0.42$，$\beta = 2°$，$N_1 = 880\text{rpm}$，$N_2 = -880\text{rpm}$，$\beta' = 6°$(取绝对值)，$L = 40\text{cm}$，转鼓大端直径 $D = 63\text{cm}$，小端直径 $d = 35.64\text{cm}$，平均半径 $r_a = \frac{D+d}{4} = 24.66\text{cm}$，半锥角 $\alpha = 20°$。利用以上数据，便可从公式(4－23)及(4－22)中求得物料(精盐)在筛篮内的停留时间 $t^* = 2.73$ 秒，这与实测值 3 秒基本相符。

进动离心机的分离因数通常比锥篮离心机的低，但比振动式离心机的高；其结构章动角和有效章动角则保证了进动离心机具有更大的适应性，而且在结构上要比除锥篮离心机之外的其他连续操作离心机要简单得多。但迄今为止，进动离心机还只应用在快速过滤物料上，其主要原因是，尽管进动离心机比锥篮离心机提供了较长的固相停留时间，但还是不能满足那些高效分离小颗粒悬浮液所需要的时间。因此，要推广进动离心机的应用，就必

须延长固相停留时间，由此而产生了一种称之为“阶梯转鼓”(Step drum)的新型离心机转鼓(图 4－14)。

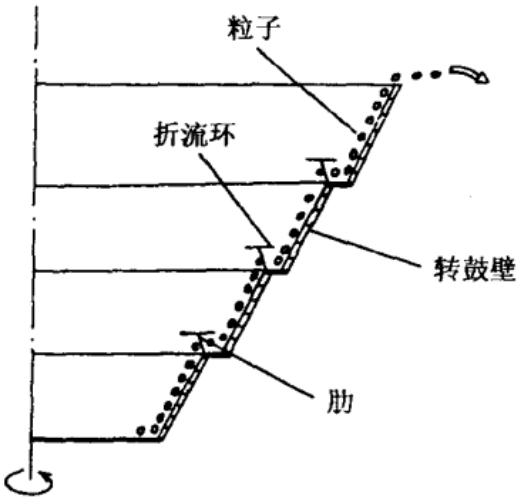


图 4－14　物料在阶梯转鼓中的运动

阶梯转鼓的首次采用是在锥篮离心机的设计中，后来则是通过分析进动离心机转鼓及其中固相颗粒的相对运动，并讨论阶梯转鼓使用于进动离心机的可靠性。结果发现，在进动离心机中使用阶梯转鼓要比在锥篮离心机中好得多。

为了对比进动离心机和锥篮离心机中固相运动规律，文中采用球坐标(ρ、θ、ϕ)来进行论述。

如图 4－15 和图 4－16 所示，$0-\xi\eta\zeta$ 与地基固联，$0-xyz$ 与空心轴固联，$0-x'y'z'$ 则与转鼓固联。如果忽略粒子沿 e_ϕ 向的运动，则粒子沿转鼓母线的相对运动微分方程应为：

$$\frac{d^2\rho}{dt^2} = -\mu F_N - C_3 - D_3 \qquad (4-24)$$

式中　$F_N = -m(C_1 + D_1 + E_1)$

$$C_1 = -\omega_1\omega_2\rho\sin\beta\sin(\varphi+\phi) + \omega_1\omega_2\rho_c\sin\beta\cos^2\theta\sin(\varphi+\phi)$$

$$C_3 = \omega_1\omega_2\rho_c\sin\beta\cos\theta\sin\theta\sin(\varphi+\phi)$$

$$D_1 = \omega_1^2\{-\lambda^2\rho_c\sin\theta\cos\theta\sin^2\beta - 2\lambda\rho\sin\theta\cos\theta\cos\ \beta - \lambda^2\rho\sin\theta\cos\theta\cos2\beta - \rho\cos\theta\sin\theta - \lambda^2\rho_c\cos^2\theta\sin\beta\cos\beta\sin(\varphi+\phi)$$

$$+\lambda^2\rho\cos2\theta\sin\beta\cos\beta.\ \sin(\varphi+\phi)-2\lambda\rho\sin^2\theta\sin\beta\sin(\varphi+\phi)-\lambda^2\rho\sin\theta\cos\theta\sin^2\beta\cos^2(\varphi+\phi)+\lambda\rho\sin\beta\sin(\varphi+\phi)-\lambda\rho_c\cos^2\theta\sin\beta\sin(\varphi+\phi)\}$$

$$D_3=\omega_1^2\{-\lambda^2\rho_c\sin\theta\cos\theta\sin\beta\cos\beta\sin(\varphi+\phi)+\lambda^2\rho_c\cos^2\theta\sin^2\beta-2\lambda\rho\sin^2\theta\cos\beta-\lambda^2\rho\sin^2\theta\cos^2\beta-\lambda^2\rho\cos^2\theta\sin^2\beta-\rho\sin^2\theta+2\lambda\rho\sin\theta\cos\theta\sin\beta\sin(\varphi+\phi)+2\lambda\rho\sin\theta\cos\theta\sin\beta\cos\beta\sin(\varphi+\phi)-2\lambda^2\rho\sin^2\theta\sin^2\beta\cos^2(\varphi+\phi)-\lambda\rho_c\sin\theta\cos\theta\sin\beta\sin(\varphi+\phi)\}$$

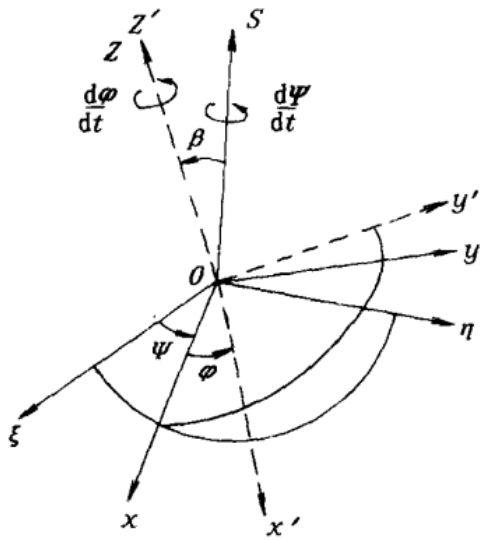


图 4－15　三套坐标架

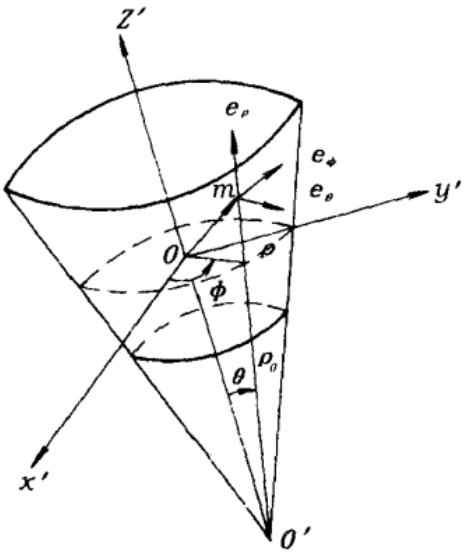


图 4－16　转鼓上的球坐标

$$E_1=2\omega_1\lambda\rho\sin\beta\cos(\varphi+\phi)$$

这里的 m 为粒子质量，$\lambda=\dfrac{\omega_2}{\omega_1}$，$k=\dfrac{\Omega_2}{\Omega_1}$，

$\omega_1=\Omega_1-\Omega_2=(1-k)\Omega_1$

$\omega_2=\Omega_2=k\Omega_1$

显然，对于锥篮离心机这一特例，方程(4－24)可以简化成：

$$\frac{d^2\rho}{dt^2}=\rho\omega^2\sin^2\alpha-\mu\rho\omega^2\sin\alpha\cos\alpha \qquad (4-25)$$

从中不难得到用固相停留时间 t^* 来表达的解析解：

$$t^* = \frac{1}{K}\ln\left(\frac{\rho_1 + \sqrt{\rho_0^2 - \rho_0^2}}{\rho_1}\right) \qquad (4-26)$$

式中

$$K = \omega\sqrt{\frac{\sin 2\alpha}{2}(\mathrm{tg}\alpha - \mu)}$$

ρ_1 和 ρ_0 分别表示转鼓大端和小端至锥尖 O' 的距离。

通过对方程(4-24)进行数值解，不难得到粒子无量纲速度 $v^* = \frac{\mathrm{d}(\rho/\rho_1)}{\mathrm{d}\varphi}$ 的函数图象(图 4-17)以及粒子在转鼓上的相对(轴向)位置，如图 4-18 所示。

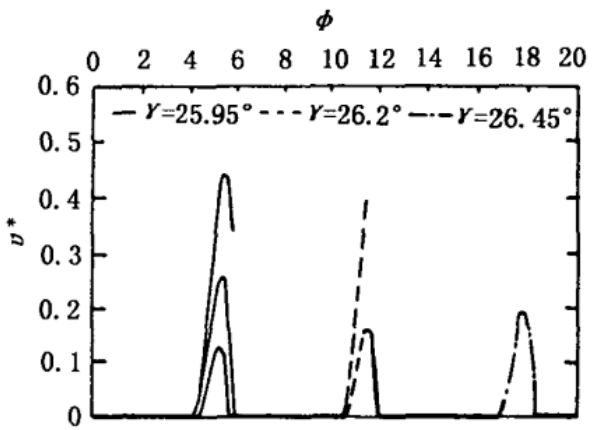


图 4-17　粒子相对速度

由以上关系式及函数图象，可以将物料摩擦角 γ 的影响按以下 3 种情况加以讨论。

① 对具有最小摩擦系数的粒子($\mu = \mathrm{tg}\gamma = 0.4867$)，当转鼓刚刚转过 5rad 时，粒子很快从速度为零加速至 0.45；转鼓转过 5.9rad 时，粒子即从大端卸出，亦即此时 $\rho/\rho_1 = 1$。

② 当摩擦系数有一微小增量 $\delta\mu$ ($\mu = 0.492$)时，粒子在转鼓中加速，但在某一位置(滞留区)，由于转鼓的进动而迫使粒子减

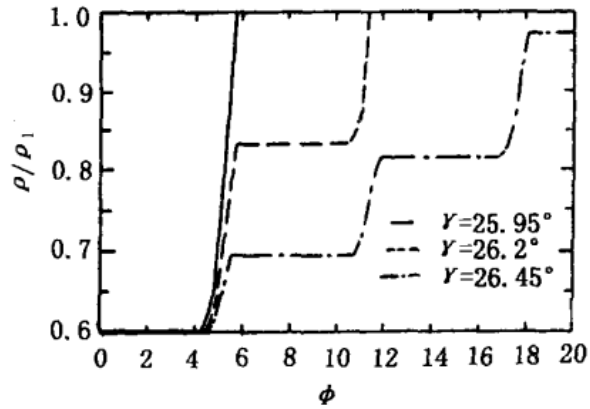


图 4－18　粒子相对位置

速至零。粒子在转鼓的第二次旋转中再次被加速直至以 $\rho/\rho_1 = 1$ 而卸料。

③ 更大地提高摩擦系数($\mu = 0.4975$)。当转鼓转过第 4 圈卸料之前，粒子可有 3 圈的停留时间。在每个连续旋转中，粒子走过更长的距离，但较长的停留时间则利于更有效地脱水。

通过对这类数据所进行的一般性分析中可知，如果粒子只加速一次，则它们就会很快地从转鼓中卸出。此时进动离心机将与一台简单的锥篮离心机相似(在这个例子中，$\Omega_1 = 100r \cdot s^{-1}$，$\Omega_2 = 90r \cdot s^{-1}$，停留时间不足 0.6s)，而若粒子经过 3 次或更多次加速，则其停留时间就会大大延长而保证充分脱水，因而就能更有效地发挥进动离心机的潜在优势。

由于锥篮离心机的卸料判据为 $\alpha \geqslant \gamma$，故欲使固体自动卸料，半锥角必须比摩擦角稍大，这就限制了锥篮离心机的应用。如果半锥角 α 与摩擦角 γ 接近，固相停留时间就可延长；与此相似，对于进动离心机，当$(\alpha + \beta')$接近物料摩擦角 γ 时，固相停留时间也可延长。

如果一台进动离心机一开始就被规定分离某一特定悬浮液，那就可以选择半锥角 α，结构章动角 β 和速比 k，以使$(\alpha + \beta')$接近于 γ。但一旦离心机组装完毕，α 即固定，而且 k 值也只可

以在很小范围内变化。k 值之所以受限定，是因为它必须等于或接近于轴惯性矩 $J(z)$和赤道惯性矩 $J(R)$之比，方能避免机器的振动，这在上文中已作过详尽的讨论。因此，容易被改变的唯一参数只有结构章动角 β，而且其改变幅度通常在(0～8°)之间。这样才能既使固体自动卸料，同时又可保证固体有效脱水所需的停留时间。

与前面提到的增加固相停留时间的一般性措施相比，采用阶梯转鼓(图 4－14)来延长物料在筛篮中的停留时间，将具有更大的可靠性和对不同物料的适用性。固体流动是通过装在转鼓每一台阶位置的导向环控制，导向环用肋与转鼓固联。当粒子到达转鼓的每一级台阶时，它沿转鼓轴线方向的速度就会降为零，并被快速甩到转鼓的另一部分，这样由于它较大的直径，给了固体一个较大的分离因数，转鼓的倾角即导致粒子继续向卸料端运动。

转鼓的进动运动在粒子上所产生的振动力，必将迫使固体作脉冲运动。当转鼓旋转时，只有转鼓上某一部分的固体能运动，而其他部分的固体则静止，直至它在获得运动前进入卸料区为止(图 4－17 和图 4－18)。可见，粒子只有处在转鼓的卸料区才能运动。

在阶梯转鼓作进动时，有两种迁移脉冲导致固体运动：①由进动产生的章动迁移脉冲，它在粒子进入或离开卸料区时使粒子加速或减速，当$(\alpha+\beta')$接近于摩擦角 γ 时，脉冲频率增加；②结构迁移脉冲，致使粒子离开阶梯时加速，到达每级阶梯时，沿转鼓轴线方向速度突降为零。粒子从转鼓一端行至另一端所经历的结构迁移脉冲数等于转鼓的阶梯数，而与摩擦角无关。

转鼓每旋转一周，粒子只经历一次章动脉冲，但却要受到几次结构脉冲。锥篮离心机中，一级转鼓上的粒子速度降至零后，粒子在转鼓 360°范围内能立即开始再次运动，但在进动离心机中，对于被阶梯减速至零的粒子，只有当它处于转鼓卸料区时才能很快地再次移动，而卸料区以外的粒子则在再次进入卸料区之

前仍保持静止。在任何一种进动离心机中，不同点粒子速度不同，但其运动遵循相同规律，因此在粒子运动的所有循环中只须考虑 $\phi = 0$ 的情况即可。

每次粒子的起始位置都在转鼓的小端。图 4－19 表示在锥篮离心机中使用一阶转鼓对粒子速度的影响，可以看出阶梯转鼓能将粒子速度很快降为零，从而延长了固体的停留时间。

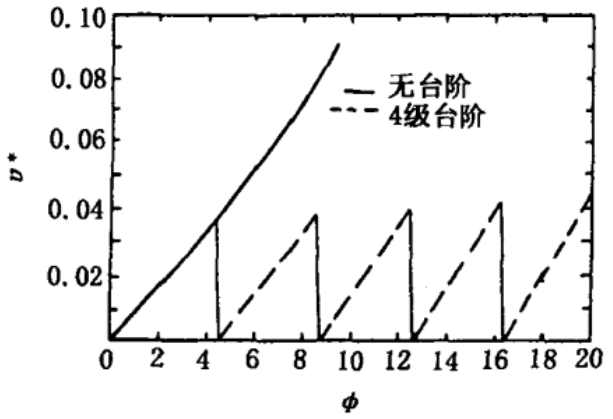


图 4－19　一阶转鼓对锥篮离心机中粒子速度的影响

下面再通过几个实例作进一步的分析和讨论。

例 1，图 4－20 和图 4－21 表示 $\alpha + \beta' - \gamma = 1$ 的情形，此时在进动的转鼓上设有 3 个阶梯，可以看出，粒子在第三次章动卸料之前要经过两次章动脉冲和三次结构脉冲。在第一次章动中粒子到达第一阶转鼓时速度瞬时降至零。本例的台阶设置可使粒子停留时间从 0.57s 增至 1.73s。例 2，图 4－22 和图 4－23 为 $\alpha + \beta' - \gamma = 2.25$ 的情形，尽管转鼓中设了 6 级台阶，但在进料后粒子在转鼓旋转一周后便卸料了。图 4－22 表明，台阶使得粒子有 6 次速度降至零，但每次粒子加速特别快以致每级台阶的作用都不显著(图 4－23)。

通过以上实例的数据分析可以看出，尽管一个锥篮离心机设置阶梯转鼓可有效地提高固相停留时间，但这段时间比设有阶梯

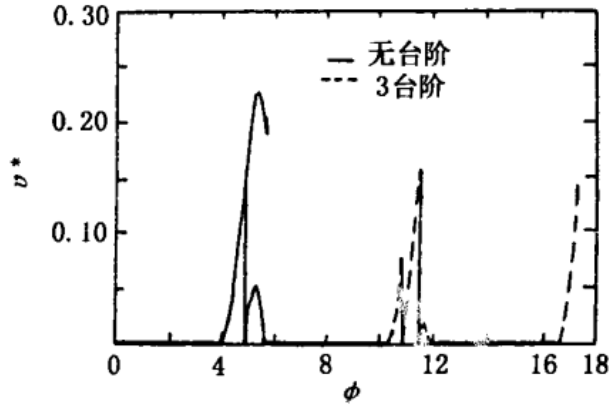


图 4－20　三阶转鼓对进动离心机中粒子速度的影响

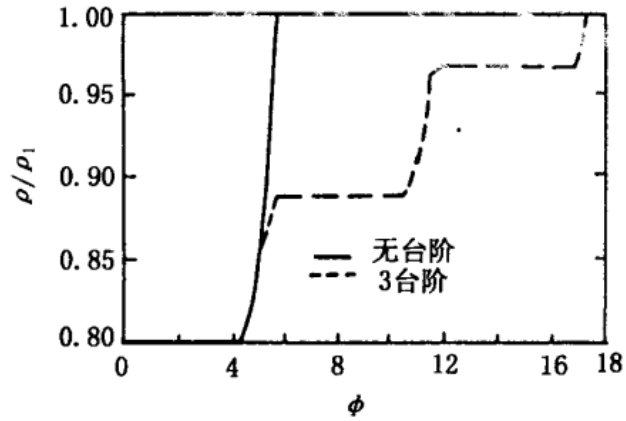


图 4－21　三阶转鼓对进动离心机中粒子位置的影响

的进动离心机所提供的要小得多，即使对于处于低效操作并具有较大$(\alpha+\beta'-\gamma)$的进动离心机也是如此。在讨论的所有实例中，只要在转鼓中引入更多的阶梯，固相停留时间就都得到了明显增长，但每级效率不同。例如，对 $\alpha+\beta'-\gamma=1.5$ 的情形，第一个台阶只提高停留时间 0.05s，而第二级台阶多增加了 0.51s，第三级则又增加了 0.025s。因此，这里至少需要二级台阶，而且附加的台阶并未明显地改善过程条件。如果想靠增加台阶的办法使停留时间增加 10%，那么对每一种情形都会有必须设置阶梯的

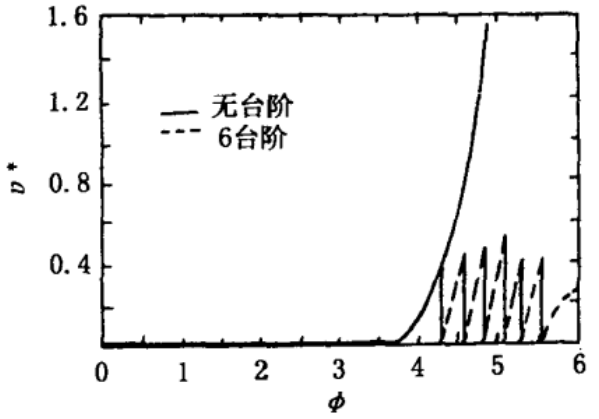


图 4－22　6 阶转鼓对进动离心机中粒子速度的影响

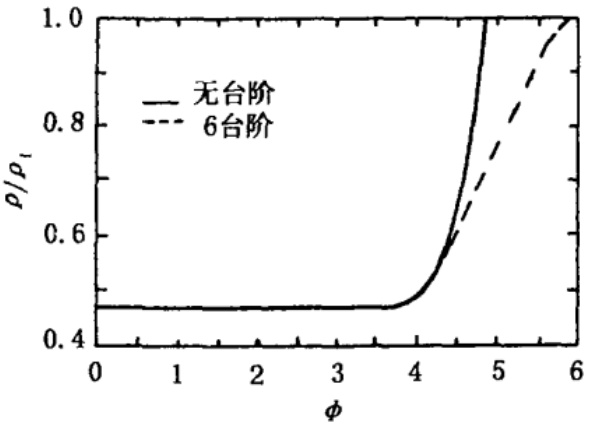


图 4－23　6 阶转鼓对进动离心机中粒子位置的影响

最少个数。作为一般性准则，我们建议：为了明显提高停留时间，至少需设 3 级台阶，并应注意到实际停留时间还依赖于 $\alpha + \beta' - \gamma$ 的量值。

在进动离心机中，不是所有阶梯对延长停留时间都起相同作用，如果粒子进入一个不处于卸料区的台阶，停留时间就不受影响，但如果粒子进入卸料区的台阶，则保持静止，从而延长了在转鼓中的停留时间。当一个由于台阶阻挡而静止的粒子进入卸料区继续被阻止时，可获得最大的固相停留时间。通常，$(\alpha + \beta')$

越是大于摩擦角 γ，所需的台阶数也就越多。而且，如果是在转鼓的小端增加台阶，则可以使得悬浮液更快地脱水。这时驱动机器所需的能量就越小，所以可节能。而转鼓大端的台阶则由于单位长度、过滤面积和分离因数更大，就可显著地提高卸料的干度。

4－4 料层分布

对进动离心机的实验研究表明，如果在 1 分钟内进行数百次的进动旋转，那么只靠这个转速，转鼓的各部分就可以交替重复处于排料区和脱水区的状态，所以仅从其排出区就能卸出滤饼。一般地说，与筛篮内滤饼的移动有关的因素有如下各项：

①旋转轴与滤网倾斜线间的夹角$(\alpha+\beta)$和$(\alpha-\beta)$的变位；

②筛篮上某点的变位的频度；

③滤网的倾斜度 α；

④在供料区的供给压力。

通常，根据滤饼在进动离心机中要承受脉冲式振荡力作用的特点，停机后筛篮内表面滤饼层的形成状态，可以用来判断上述 4 项因素的选择是否合适。

第一种情况，表示正常的滤饼层分布，如图 4－24 所示，这说明离心机各参数的选定是适宜的。

第二种情况，在滤网下部没有附着滤饼(图 4－25)，原因是供液量过多或料浆中固体组分过少，也可能是滤网开孔面积过小所致。

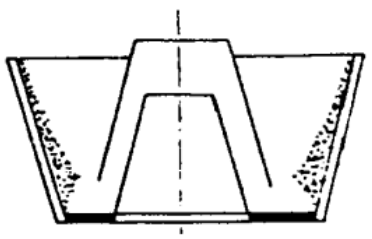


图 4－24 正常滤饼的分布状态

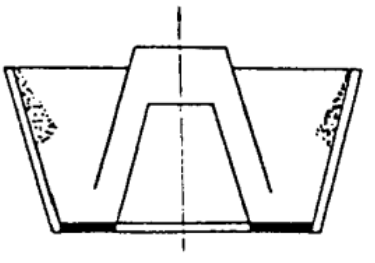


图 4－25 供液量过多时的滤饼

第三种情况，在滤网上部没有附着滤饼(图 4－26)，原因是:章动角 β 过大；滤网倾斜角 α 过大；或差动速度 $\Delta\omega$ 过大所致。

第四种情况，布料器被堵塞，如图 4－27 所示。主要原因是:动力不足；固相浓度过高(通常料浆的输送浓度为 50% 左右)；章动角过小或滤网倾斜角过小；差动速度过小；供给液体的分配器过长，也就是说，筛篮底部的料浆出口间隙过窄。

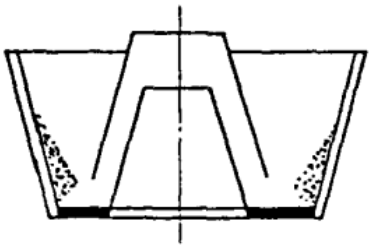


图 4－26　章动角过大时的滤饼

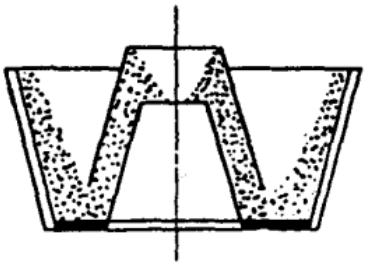


图 4－27　布料器堵塞的情形

迄今为止，已有过许多专利提出改进布料器结构，但这些结构均未能解决物料加速器的磨损及机械可靠性问题。图 4－28 为进动离心机提供了一种新颖的物料加速器结构。它能使物料在筛篮表面沉积均匀，并能随着物料在转鼓上的沉积，给予物料速度一个附加的旋转分量，以克服布料不均及维修不方便等缺点。改进后的结构，可使离心机的停机时间大大缩短，并具有较好的表面耐久性。

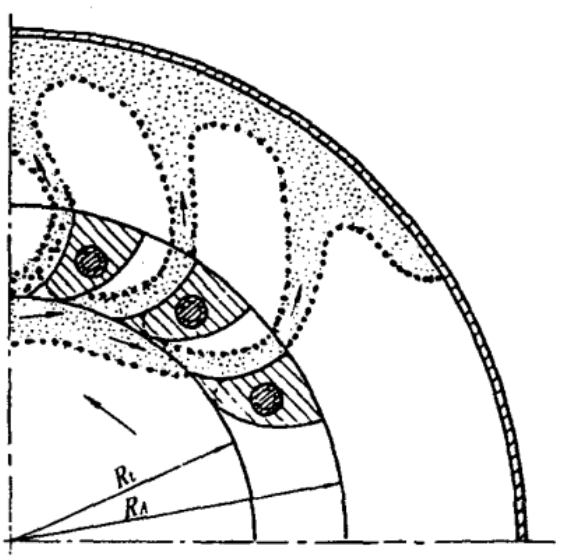


图 4－28　进动离心机的物料加速器

图 4－28 是图 4－10 中加速器的局部剖面图，比

较形象地描绘了物料在筛篮表面的分布情况。这种新型加速器由耐磨性好(一般为硬质合金)并可更换之翼片组成，安全可靠，无断损造成重大事故之虞。当然，随着时间的推延，翼片端部将被磨掉，该处的迎入角有较大变化，产量显著降低，因而易于觉察到需要更换翼片，这样就免去了原先因担心其损坏造成危险及整个设备的事故而不得不采取的费钱的预防性检修和经常性的停机查看等措施。

4－5 工业应用

(1)在精洗煤脱水中的应用

在现代化采煤中，开采和运输的高度机械化与合理化，导致了原煤中难去水的细颗粒和精细颗粒的比例明显提高。此外，在地下开采中，防尘措施所产生的原煤中含水量增加的结果，必然要影响到干燥分离精细颗粒的筛分效果，从而导致了出售的细颗粒产品中含水量的增加。按照第5届煤炭国际会议提出的预测，估计原煤的平均颗粒直径将从29mm减少到9mm，这种发展包括10mm以下的细颗粒比例从50%上升到75%。0.5mm以下的精细颗粒比将从11%上升到21%，即平均颗粒直径从2.6mm下降到1.75mm。

由于上述理由，若干年来，脱水工序在选煤技术中已形成了一个重要的工作和发展重点。同时，试验与进一步发展至今在选煤中没有使用过的脱水装置，具有重要意义。1981年至1982年期间，西德采用KTZ－100立式进动离心机(图4－29)在6mm以下的最终洗涤煤的工作条件下，进行了一系列洗煤试验(最大分离因数为300)，基本上都获得了成功。

实验所用煤粉是很精细的，因此也就更加难于脱水，这种煤粉的典型粒度分布为：

颗粒大小/mm	%	颗粒大小/mm	%	颗粒大小/mm	%
3.15 以上	12	1 ~ 0.5	24	0.063 以下	3
3.15 ~ 1	46	0.5 ~ 0.063	15		

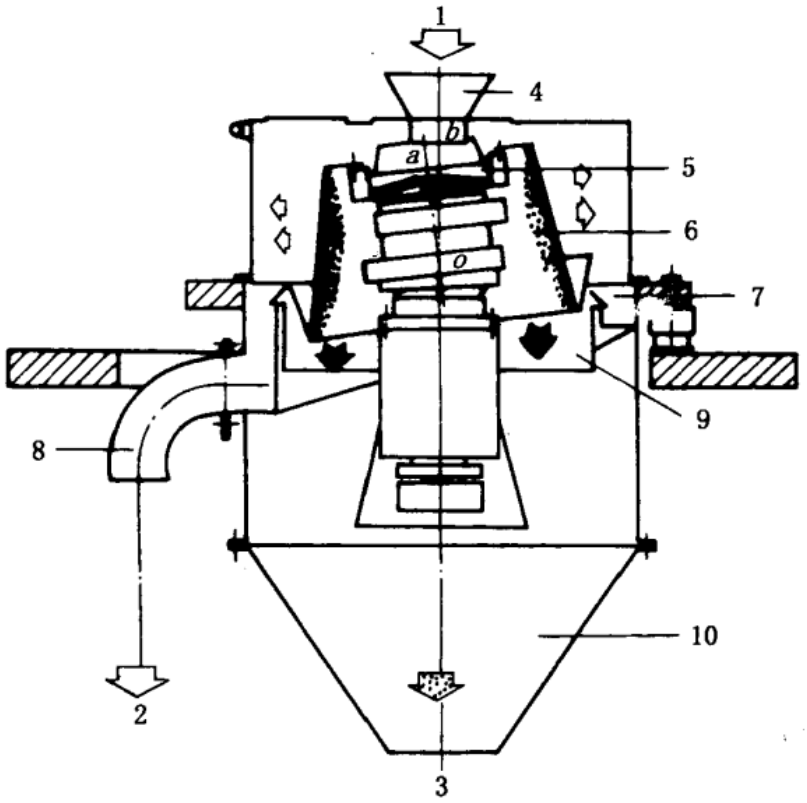


图 4 - 29　洗煤行业中的立式进动离心机

1—悬浮液；2—滤液；3—滤渣；4—进料斗；5—加速器；6—转鼓；7—滤液槽；8—滤液管；9—橡皮裙；10—卸料斗

脱水时，筛网孔的间宽为 0.3mm，固体回收率为 95% 的情况下，湿含量为 9%。以下的结构与操作参数可认为是最佳的。

离心机转速：585 r/min

分离因数：190

网孔间宽：0.3mm

进动转速：490 r/min

筛篮倾斜角：13°

章动角：6°

进料量：100T/h（含水 28%）

此时，脱水的煤粉中平均含水量为 7.4%，固体回收率较低，一般为 85%，之所以这样，并非筛网磨损，而是由于密封不良，造成脱水的煤粉在卸料范围的中心卸料不足。当改进密封后，固体回收率将会得到明显提高。

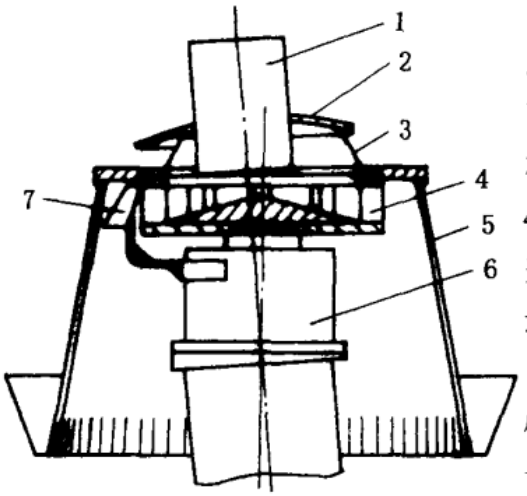


图 4－30　进动离心机的清除器

1—进料管；2—挡罩；3—接料斗；4—加速器；5—转鼓；6—进动头；7—起动翼片

为了解决长时间停车后离心机的堵塞倾向问题，试验者可以在离心机的给料范围内，在空心轴上固定一个清除器(图 4－30)。它以差动速度旋转，并在筛篮上支持煤粉的输送而达到较好的分离效果。

应当指出，在洗煤行业中应用的进动离心机，筛篮磨损与卸料不充分的问题还未得到根本解决，但它在这一行业的应用前景是十分光明的。

(2)应用于磷酸盐的脱水

德国在这方面作了许多有益的工作，他们采用两种物料进行分离试验：一种是从粗磷酸盐选矿矿石的脱水；另一种是经过煅烧并洗矿后的磷酸盐脱水的矿石。用这两种物料和各自的传统脱水法相比较，可以看出使用进动离心机的优点。

按照不同产地或多或少地必须适应范围广泛的选矿过程。进动离心机对一切干法选矿，如过筛，风力选矿等均不考虑，只研究用于湿法选矿所取得的产品。在这种情况下，矿石的分选实际上就是分出矿物的富集成分并去掉一切不需要的脉矿。在他们的研究中对副产的部分中间产品未加讨论，而主要是面向于从事机械脱水的工序的研究。换句话说，在湿选矿中得到的可以流动的矿石经过机械脱水而变成固体物质。在取得的形式下即可以是成品，也可以进行一次性加热干燥。他们所用的离心机是 Krauss－

Maffei 公司的立式进动离心机，试验所用的物料是磷酸钙。

试验的主要任务是对仪器的要求按下列顺序排列：① 使液体和固体分离；② 尽可能提高固相产率；③ 尽可能降低剩余湿度；④ 连续生产和安全生产；⑤ 在经济上可以接受的设备费用；⑥ 考虑维修费用的经济性；⑦ 尽可能减少磨损费用。

洗过的磷酸盐以 30% 的浓度输送到预浓缩以及分级设备中，使矿物和脉矿分开。同时，使产品浓缩至 65% ~ 70%，再将其脱水。

对于洗过的磷酸盐，用一个滚筒直径为 1200mm 的活塞推料离心机分离，其产量为 20 吨/小时，产品的最终湿含量为 16%，固体产率为 93%。这种连续操作的离心机购置费为 20 万马克，所需功率为 68kW。磷酸盐造成的磨损，主要是在筛网、进口分配器和推进底板的加速部位以及卸料箱。筛网的使用寿命为半年，每台这样的离心机每年需要筛网费用 2 万马克和 64 个工时用于维修。其他修理费用为筛网的 150%。

同样，对于洗过的磷酸盐，用进动离心机脱水时，一个转鼓直径为 800mm 的进动离心机，其生产能力平均为 62t/h，浓度为 62%，相当于 40t/h 选矿的磷酸盐。产品的剩余湿度平均为 17.5%，固体产率为 93%。试验者根据两年试验的经验，认为这种连续操作的离心机在生产上是安全的，购买这种进动离心机需要 4.3 万马克，功率为 20kW，这种离心机的磨损主要在筛网及入口分配器上。进动离心机在进行这种物料的脱水时，其筛网的使用寿命平均在 2.4 个月，处理将近 55000 吨的磷酸盐。一台进动离心机每年使用筛网的费用为 1 万马克及 10 个工时，其他磨损费根据经验为筛网的 30%。

试验者所用的第二种物料为煅烧过的磷酸盐。当使用一个滚筒直径为 1000mm 的 4 级活塞推料离心机时，生产量为 $20m^3/h$ 悬浮物，物料的固相浓度为 1200g/l，即每小时 30 吨经过选矿的煅烧磷酸盐。产品的剩余湿度为 11%，固体产率为 93%。这种离心机的购置费为 14 万马克，功率为 90kW，筛网的使用寿命大概为 8 个月。每台活塞离心机每年所需筛网的维修费用为 11200 马

克，以及 50 个工时，附加修理费为筛网的 150%。

如果用进动离心机来处理煅烧的磷酸盐，则是另一种情况。一个转鼓直径为 800mm 的进动离心机，它的平均生产能力为 57t/h 的悬浮物，固相浓度为 70%，相当于每小时 40 吨选矿的煅烧的磷酸盐。这时产品的剩余湿度为 11%，固体产率为 93%。这种进动离心机的购置费为 4.3 万马克，功率为 20kW。用进动离心机处理煅烧的磷酸盐，筛网的磨损比较严重，使用寿命大约为 5 个月，可处理 12 万吨物料，每台进动离心机每年用以更换筛网的平均费用为 11600 马克以及 32 个工时，对于其他修理费用，还应增加 30%。将以上两种离心机所处理的物料列成表格(表 4－8 和表 4－9)进行对比，其优缺点会更加清楚。

从表 4－8 和表 4－9 所列出的各项数据中，可以看出使用进动离心机的明显优势。

表 4－8　按照传统脱水法脱水的磷酸盐

(用活塞推料离心机)

	洗过的磷酸盐	煅烧的磷酸盐
干产品的生产能力/(吨/小时)	20	30
离心机购置费用/万马克	20	14
电力消耗/kW	68	90
每吨物料耗电量/kW	3.4	3.0
产品剩余湿度/%	16	11
产率/%	93	93
筛网使用寿命/月	6	8
筛网的生产能力/吨	65,000	100,000
筛网的成本/马克	10,000	7500
每吨物料的筛网费用/马克	0.15	0.07
所需工时/个	32	32
其它修理附加费用/%	150	150

表 4－9　用进动离心机脱水的磷酸盐

	洗过的磷酸盐	煅烧的磷酸盐
干产品的生产能力/(吨/小时)	40	40
离心机购置费用/马克	43,000	43,000
电力消耗/kW	20	20
每吨物料耗电量/kW	0.5	0.5
产品剩余湿度/%	17.5	11
产率/%	93	93
筛网使用寿命/月	2.4	5
筛网的生产能力/吨	55,000	120,000
筛网的成本/马克	2000	4950
每吨物料的筛网费用/马克	0.036	0.041
所需工时/个	10	16
其它修理附加费用/%	30	30

迄今为止，使脉矿脱水的传统方法，是将选矿厂生产的含有100g/l 固体物质的泥浆在大的静力浓缩器内集聚并以浓缩器溢流的方式回收大量的水。这种方法有一个先决条件，它必须对选矿厂具有价值，这里要从已知的静力浓缩器回收水的方法改用机械的泥浆脱水，以扩大回收量。要找到一种新方法，将废料尽量脱水，使之成为坚硬的固体，将其堆积在山坡上而不会被水冲刷掉。在脉矿的脱水处理方面，有两种发展方向：① 将先前浓缩的泥浆继续脱水过滤；② 将先前浓缩的泥浆沉降分级继续脱水。

从第一个发展方向看，对于生产能力为 100～110t/h 的固体物料，这样将会使输送到过滤器上的物料浓度达到 220～400g/l，需要的过滤面积将是 4000m^2，所需投资为 400 万马克，故目前还不能考虑费用如此昂贵的发展方向。即使是利用适当的松散过滤或其他辅助过滤方法来增加过滤的生产能力获得成功而降低投资，但所需松散剂增加的成本，也会使全部制法达不到所希望的经济性。从目前的发展水平看，在泥浆过滤领域还未取得任何显著进展，进动离心机也还未达到处理脉矿矿石所要求的程度。因

此，目前处理泥浆的有效方法，还是采取第二个发展方向为好，也即用沉降法进行泥浆的脱水处理。

从以上的论述可以看出，用典型的脱水机和对洗过的磷酸盐或煅烧的磷酸盐所用进动离心机的对比将得到不同的结果，在这两种情况的对比中仍然可以看出进动离心机的优点(见表4－10)。

表 4－10　典型的传统方法和现代化脱水方法比较

	洗过的磷酸盐		进动离心机优点/%	煅烧的磷酸盐		进动离心机优点/%
离心机分离方法	活塞式离心机	进动离心机		活塞式离心机	进动离心机	
产量/t/h	20	40	+100	30	40	+33
离心机价格/(马克)	20万	4.3万		14万	4.3万	
折旧费/%	100	10.75	+89.25	100	23.2	+76.8
能耗/kWh	68	20		90	20	
每吨能耗	3.4	0.5	+87.5	3.0	0.5	+83.3
剩余湿度/%	16	17.5	−10	11	11	0
产率/%	93	93		93	93	
筛寿命/月	6	2.4		8	5	
筛寿命/吨产品	70,000	55,000		140,000	120,000	
筛价格/马克	1万	0.2万		0.85万	0.5万	
筛购置费/(吨/马克)	0.14	0.04	+71.5	0.06	0.04	+33.5
换筛工时/(2时/年)	64	16	+75	50	38	+24
附加修理费/%	150	30	+87	150	30	
增加的水蒸发费/(马克/吨)	0	0.1		0	0	

关于物料造成的磨损以及其他设备费用，进动离心机也具有优势。虽然在处理磷酸盐时进动离心机的筛网使用寿命比活塞离心机要短，但最大优点在于其筛网的费用只有活塞式离心机所需费用的1/5，而且进动离心机的筛网比活塞离心机的更易于更换，进动离心机在筛网费用方面的优势平均可节省71.5%，所需工时上的节省平均为75%，更换其他零件的费用在进动离心

机中几乎不存在，它永远不需要更换转鼓，因为筛网是一种自行负荷的构造。在磨损方面，由于进动离心机处理物料是薄层过滤，经过筛面直接滑下而加重了磨损的程度，为了延长筛的使用寿命，试验者又发展了一种新方法，借助一种热喷法使筛篮再一次得到加强，被磨损扩大了的筛宽可恢复到原先的尺寸，按经验，每一个筛篮在更换前可以进行3次这样的热喷处理。

(3)钾盐的进动式离心分离

早在60年代中叶，Krauss－Maffei公司和Zimmermann公司就成功地使用改进后的立式进动离心机KTZ－80对钾盐进行了脱水试验。试验钾盐的粒度为0.1～2mm，生产能力为4～8t/h，电力消耗约为每吨1千瓦小时，物料最终湿含量4%～5%。这次成功的试验所提供的操作参数和结构参数可供借鉴：

筛篮半锥角 α :22°

结构章动角 β :7°

转鼓大端直径 D :800mm

转鼓小端直径 d :575mm

筛篮有效长度 L :300mm

空心轴转速 n_2 :700r/min

实心轴转速 n_1 :600r/min

实践证明，所采用的这种扁锥篮的进动给予物料3种周期性的干扰力(径向颠簸、环向振荡、轴向脉冲)，能够大大降低物料与筛篮表面间的摩擦，并可延长物料的停留时间以利充分脱水。制造者认为，这种离心机特别适用于处理精矿粉和各种形式的散粒状物料，在处理粗晶粒的物料时，应采用较低的转速，以便保护设备减少磨损。

(4)分离高温盐和聚苯乙烯

1988年6月，塘沽盐场第三化工厂首次采用由北京化工大学研究设计、吉林化学工业公司机械分厂制造的WJ－540卧式进动离心机对高温盐浆进行脱卤(图4－31)，并一举获得成功。

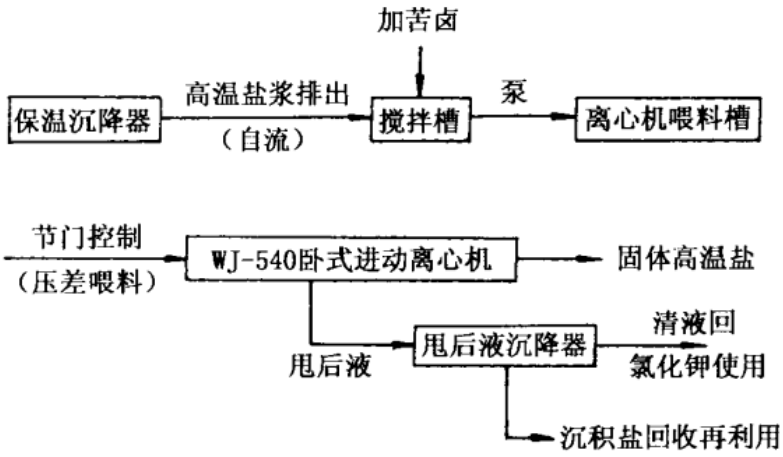


图 4－31　WJ－540 脱高温盐的工艺流程

它比传统的转鼓真空过滤机优越得多，具有结构简单、连续运转平稳、占地面积小、节能显著、安装维修方便、生产能力大、物料最终湿含量低(从先前的 20%～30%降至 10%以下)等特点，而且使氯化钾的流失量从先前的 1.76%～2.34%降至 0.79%～0.95%，并有利于高温盐的综合利用，使其可作“除垢剂”及其他产品原料(见表 4－11 及表 4－12)。

表 4－11　用 WJ－540 卧式进动离心机与真空过滤机脱盐后物料化学成分对比

设备名称	脱后物料	化学成分/%				含卤量及其它杂质/%	脱后盐外观	备　注
		$MgSO_4$	$MgCl_2$	NaCl	KCl			
WJ－540 卧式进动离心机	高温盐	8.3	4.2	73.8	0.89	12.9	白色散粒状	可作工业“除垢剂”及其它产品原料
转鼓真空过滤机	高温盐	30.7	8.8	27.5	2.30	30.7	黄色滤饼	全部废弃造成环境污染

表 4－12　设备耗电量对比　　(kW)

设　备　名　称	WJ－540 进动离心机	转鼓真空过滤机
沉降器下搅拌槽	4	4
输送盐浆泵	7	7
脱卤设备喂料搅拌槽	4	4

续表

设 备 名 称	WJ－540进动离心机	转鼓真空过滤机
WJ－540进动离心机	10	－
转鼓真空过滤机	－	4
水循环真空泵	－	30
甩后液输送泵	4	4
甩后液沉清槽	7	－
小 计	36	53

注：按两种设备平均每天运行15h，每年以10个月有效生产时间计算，WJ－540型进动离心机比真空过滤机脱高温盐一年就可节省电76500kW·h左右(按电机容量计算)。

此外，该机还被北京燕山石油化工二厂成功地应用于聚苯乙烯的分离，分离能力高达10t/h左右，而且物料最终湿含量只有3%左右，该机的主要技术指标如下：

转鼓大端直径　540mm
转鼓锥角　20°(分离聚苯乙烯)
　　44°(分离高温盐)
结构章动角　3°(分离聚苯乙烯)
　　7.4°(分离高温盐)
实心轴转速　1100r/min
空心轴转速　1200r/min
生产能力　5t/h(分离高温盐)
　　10t/h(分离聚苯乙烯)
物料最终湿含量　8%～10%(分离高温盐)
　　3%(分离聚苯乙烯)

通过生产考核及长期运行的实践表明，该机具有如下突出优点：

① 振动小，平稳性能好，即使在工作负荷较高的情况下运

转也无异常，因而非常有利于长周期的连续使用；

② 机器结构简单合理，陀螺力矩很小，稳定性高，而且便于换网和维修，平均每年只需进行一次换垫和换网的小修；

③ 占地面积小，且无需很重的基础稳定，水平性要求也不高，操作简单，对颗粒形的水混合物是较理想的高效分离设备。

4－6 物料滑动速度的测量技术

在锥形转鼓离心机中，粒状物料滑动速度的测量有着很大困难，特别是对于进动离心机，由于其转鼓既作自转又作公转，故其中物料层的局部滑动速度的测量就更为困难。物料的这种滑动速度(有了这个数据就可通过换算获得物料停留时间和生产能力),对于进动离心机的结构设计及工艺流程配置，均有着极为重要的意义。

前面几节所建立的数学模型和理论计算，只能提供作为结构参数和操作参数函数的平均滑动速度。为了检验数学模型的可靠性，通常还必须进行离心机中物料的局部滑动速度的测量。

关于局部滑动速度的测量技术，近年来国外出现一种称之为“光导纤维扫描法”的先进测量方法。这是一种依据在两个连续点上连续光学结构扫描的测量方法。它的工作原理是这样:测量值发送器依据经过发送器的颗粒的变动距离和被扫描颗粒的颜色或反射能力的变化而动作；而光输入和光返回则可借助光导纤维缆(图 4－33)来实现。这种高分子半导纤维与传统的铜导线不同，它不导电，因此必须把传统的模拟信号转变成数字信号，然后再将这些数字符号与半导体激光复合产生与电讯号相对应的断续的光，每秒钟可发出几十亿次，变换速度极快。通过这种方法所获得的光学信号将转换成直流信号并在一个相关计算器中计算出从属的相关函数；由这个函数便可以得知固体流经过两个已知距离的测量点所需的时间。

图 4－32 所表示的是，利用光导纤维光缆的光学结构扫描

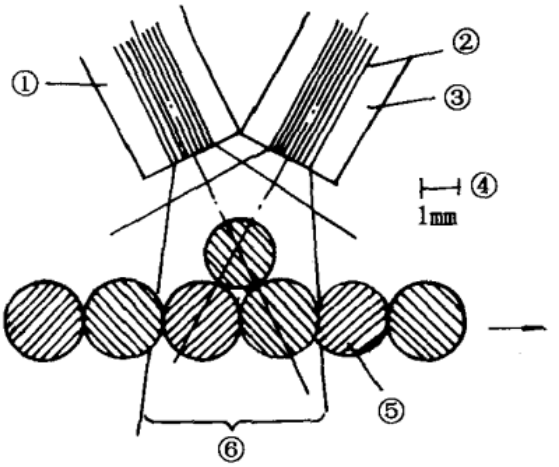


图 4－32　光导纤维扫描法原理

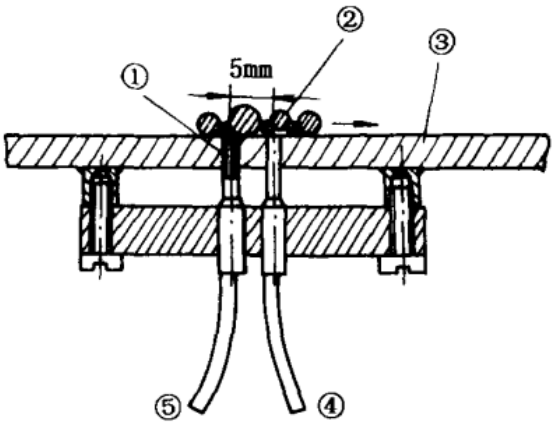


图 4－33　光导纤维缆结构示意

1—纤维束；2—物料颗粒；

3—筛篮构件；4—下发送器；5—上发送器

法:图中①为光导线(光返回)；②为纤维束；③为照明光导线；④为 1mm 标尺长度；⑤为移动的粒状物料；⑥为发送器的控制范围。

物料移动不会出现干扰，因为每个这样的发送器包含约 500 根玻璃纤维。纤维的一部分用于照明，而另一部分则用于光返回，信号转换是在旋转系统中进行的。借助于一种特殊的来自旋转系统的测量值传递系统发出电信号。

由前几节所建立的数学模型的正确性，可以通过此法得到实验证实。先决条件是对工作面上的固体物料的摩擦性能(用摩擦角 φ_0 表示)要有适当的描述。当然，不是在所有情况下都需要附加恒定的摩擦值，但在一般情况下必须用与速度 v 有关的摩擦值进行工作。事实上，$\varphi_0 \sim v$ 相关线还与离心机的生产能力有关(图 4－34)，但只是作为附加影响因素出现。

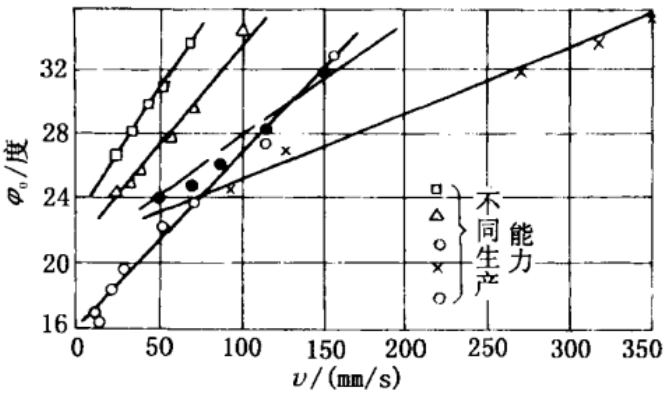


图 4－34　聚酰胺纤维的摩擦角与移动速度的关系

第五章　沉降式离心机

当固体和液体(或两个液相)间存在着密度差时，便可采用离心沉降方法来实现固液分离或液液萃取。在离心力场中，当颗粒重于液体时离心力将使其沿径向向外运动；当颗粒轻于液体时离心力便会使其沿径向向内运动。因此，离心沉降可以认为是较细颗粒重力沉降法的一种延伸，并且能够分离通常在重力场中稳定的乳浊液。

从结构特点上讲，沉降式离心机有一无孔转鼓，悬浮液导入其中并被带动以高速旋转。上清液经撇液管或溢流堰分离出去，固体则留在转鼓内并以间歇或连续方式从转鼓卸出。

一般来说，工业沉降离心机按转鼓和固体卸料机构设计的不同，可以分为5大类如图5-1所示，其中也提到了每类设备的操作方式和卸料方式。

本章在介绍作为基础知识的沉降理论之后，首先对简单形式的管式离心机作一概要分析，然后再按各类设备的设计特点、操作性能和典型应用进行详细的讨论。最后还要介绍设备选型方法和准则。

5-1　离心沉降理论

5-1-1　沉降速度

用于连续操作的固液分离设备可以是重力沉降型，也可以是离心沉降式。前一种设备的典型代表是沉降槽(增稠器)和澄清器；而后一种设备包括有离心机和旋流器。

任何一种分离过程的机理，均依赖于两种组分间是否存在相对运动，因而存在两种可能性：(a) 固体通过流体床沉降；(b)

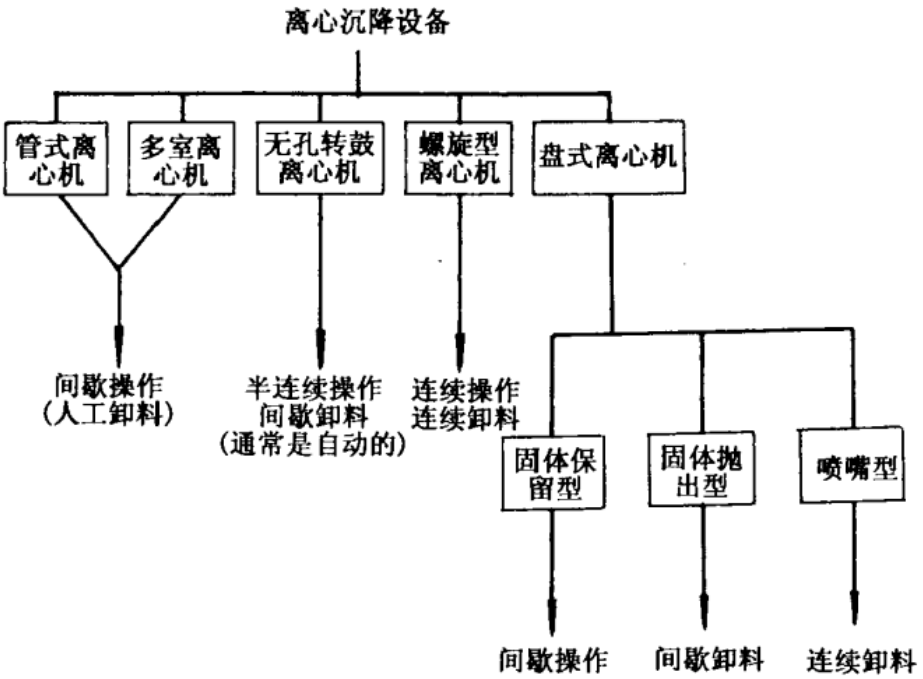


图 5-1　离心沉降设备分类

液体通过固体床过滤。采取运动方式(a)的连续操作设备主要有沉降槽和澄清器、螺旋卸料沉降式离心机(简称卧螺)以及水力旋流器；而采取运动方式(b)的设备主要是连续过滤机以及转鼓上开孔的篮式离心机。前一种设备应用普遍，适用于处理量大、便宜且含固量低的物料悬浮液；后者则更适用于含固量较高的悬浮液而且要求达到很高的分离效率。

沉降速度是固液分离理论中一个重要的基本概念。如果实现沉降过程的推动力是重力，则称重力沉降速度；若推动力为离心力则称离心沉降速度。下面首先介绍重力沉降速度的计算公式。

设想将一个表面光滑的球形颗粒置于静止的流体介质中，若颗粒的密度 ρ_s 大于流体的密度 ρ，则颗粒将在流体中作下沉的运动。显然，作用于颗粒上有三种力（图 5-2)：

重力 $F_g = \pi/6\ d^3\rho_s g$

浮力 $F_b = \pi/6\ d^3\rho g$

阻力 $F_d = \zeta A \frac{\rho v^2}{2}$

式中 d——粒径；

ζ——阻力系数，无因次量；

A——颗粒在垂直于运动方向的平面上的投影面积，对于球形颗粒 $A = \pi/4d^2$；

v——颗粒与流体间的相对运动速度。

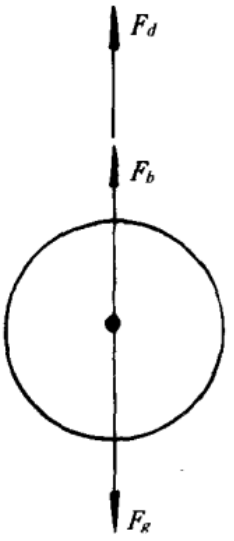


图 5-2 下沉颗粒的受力分析

按牛顿定律，应用

$$F_g - F_b - F_d = ma$$

或

$$\pi/6d^3\rho_s g - \pi/6d^3\rho g - \frac{\pi\zeta}{4}d^2\left(\frac{\rho v^2}{2}\right) = \pi/6d^3\rho_s a \qquad (5-1)$$

式中 m、a 分别为颗粒的质量和加速度。

颗粒的沉降过程应分为两个阶段，起初为加速阶段，而后为等速阶段。等速阶段中颗粒相对于流体的速度 v_t 称为沉降速度(terminal settling velocity)，它是加速阶段终了时颗粒相对于流体的速度。

由于工业上沉降操作所处理的颗粒较小，因而颗粒与流体间的接触表面积相对甚大，故阻力随速度增长很快，可在极短时间内便与净重力接近平衡，所以在重力沉降过程中，加速阶段常可忽略不计。

于是，在(5-1)式中令 $a=0$ 后，即可导出沉降速度的计算公式：

$$v_t = \sqrt{\frac{4gd(\rho_s - \rho)}{3\rho\zeta}} \qquad (5-2)$$

考虑到雷诺数 $Re = \frac{\rho v d}{\mu}$ 的影响，D.J.Spikins 提出一个计算沉降速度的一般公式为

$$v_t = \sqrt{\frac{2mg(\rho_s - \rho)}{A\rho\rho_s\zeta}} \tag{5-3}$$

式中，阻力系数 ζ 是雷诺数 Re 的函数：

$$\zeta = b(Re)^{-n} \tag{5-4}$$

其中 μ 为流体的动力粘度，b 和 n 为实验常数，如表 5-1 所示。

表 5-1 实验常数 b 和 n 的数值

适用范围	b	n
滞流区($10^{-4} < Re < 1$)	24.0	1
过渡区($1 < Re < 10^3$)	13.5	0.6
湍流区($10^3 < Re < 2\times10^5$)	0.44	0

对于球形颗粒，在滞流区、过滤区和湍流区沉降速度的计算公式按 Spikins 公式可简化成：

① 滞流区 $$v_t = \frac{d^2g\ (\rho_s - \rho)}{18\mu} \tag{5-5}$$

此公式称为斯托克斯定理(Stoke's Law)。

② 过渡区 $$v_t = 0.27\sqrt{\frac{dg\ (\rho_s - \rho)\ Re_t^{0.6}}{\rho}} \tag{5-6}$$

称为艾伦（Allen）公式，式中 $Re_t = dv_t\rho/\mu$

③ 在湍流区，则有

$$v_t = 1.74\sqrt{\frac{dg(\rho_s - \rho)}{\rho}} \tag{5-7}$$

称为牛顿（Newton）公式。

实际上，在球形颗粒的情况下，沉降速度的一般公式（5-3）也可写成：

$$v_t = \left[\frac{4g(\rho_s - \rho)d^{(1+n)}}{3\mu^n b\rho^{(1-n)}}\right]^{\left(\frac{1}{2-n}\right)} \tag{5-8}$$

值得一提的是，上述计算沉降速度的公式应具有两个必要条件：① 容器的尺寸要远大于颗粒的尺寸，譬如 100 倍以上，否

则器壁会对颗粒的沉降有显著的阻滞作用；② 颗粒不可过分细微，否则由于流体分子的碰撞将会使颗粒发生布朗运动。

上述三个公式适用于计算多种情况下颗粒与流体在重力方向上的相对运动速度，即不仅适用于静止流体中的运动颗粒，而且适用于运动流体中的静止颗粒，或者是逆向运动着的流体与颗粒，以及同向运动着但各有不同速度的流体与颗粒之间相对运动速度的计算。

当流体带着颗粒旋转时（例如离心机转鼓中的悬浮液颗粒），如果颗粒密度大于流体密度，则惯性离心力 F_1 将是迫使颗粒飞离转轴的推动力；而指向轴心的力则为向心力 F_2。F_1 和 F_2 分别表为：

$$F_1 = \pi/6 d^3 \rho_s v^2/R$$

$$F_2 = \pi/6 d^3 \rho v_\tau^2/R$$

式中 v_τ 为离转轴 R 处颗粒的切向速度。

指向轴心的力除 F_2 外，还有流体阻力

$$F_3 = \zeta\left(\frac{\pi d^2}{4}\right)\frac{\rho v_r^2}{2}$$

与重力沉降速度 v_t 的推导方法完全相同，当 F_1、F_2 和 F_3 处于平衡时，颗粒在径向上相对于流体的速度 v_r 便是它在此位置上的离心沉降速度，亦即有：

$$v_r = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho)}{3\zeta\rho}(v_\tau^2/R)} \qquad (5-9)$$

若将上式与（5－2）式相比可知，颗粒的离心沉降速度 v_r 与重力沉降速度 v_t 具有相似的表达形式，只须将(5－2)式中的重力场强度 g 置换成惯性离心力场强度 v_τ^2/R，且沉降的方向不是铅垂向下而是沿旋转半径向外，即背离旋转中心。

在离心沉降时，若颗粒与流体的相对运动属于滞流，阻力系数符合 Stoke's 定律，则有

$$v_r = \frac{d^2(\rho_s - \rho)}{18\mu}(v_\tau^2/R) \qquad (5-10)$$

将（5－10）式与（5－5）式相比，可得如下关系：

$$\frac{\text{离心沉降速度}}{\text{重力沉降速度}} = \frac{v_r}{v_\tau} = \frac{v_t^2}{gR} = F_r$$

此比值 F_r 称为分离因数，它标志着粒子所在位置上的离心力场强度与重力场强度之比(倍数)。常用离心机的分离因数范围在400～1200；高速离心机(分离机)的分离因数可高达100000。通常，若按分离因数进行分类，则可将离心机分为三类：① 常速离心机($F_r \leqslant 3500$)；② 高速离心机($F_r > 3500$)；③ 超高速离心机($F_r > 50000$)。

5－1－2　悬浮液的简单流型分析

离心机转鼓中悬浮液的运动，严格地说应属于两相流动，在以后几节中将会详细讨论管式离心机、碟片式和卧螺离心机中的两相流动。作为分析两相流的基础，应当首先讨论液相流动的几种典型流谱，分析其速度场和压力场。

有关流体力学教材中指出，粘性流动的一般方程为纳维—斯托克斯(Navier－Stockes)方程，也简称为N－S方程，其矢量形式如下：

$$\rho \frac{D\vec{V}}{Dt} = \rho\vec{s} - \nabla\rho + \mu\nabla^2\vec{V} \qquad (5-11)$$

式中 $\vec{s}$ 表示作用于单位体积流团上的体力（例如重力、离心力等），μ 为动力粘度；其他诸项可赋予简单的物理意义。

(a) 惯性力项 $\rho\frac{D\vec{V}}{Dt}$；

在一般情况下，速度场应是时间与地点的函数，亦即

$$\vec{V} = \vec{V}(t, M)$$

其全导数则可分解为

$$\frac{D\vec{V}}{Dt} = \frac{\partial \vec{V}}{\partial t} + (\vec{V}\ grad)\vec{V} \qquad (5-12)$$

式中符号（算子）

$$(\vec{V}\ grad) = v_x \frac{\partial}{\partial x} + v_y \frac{\partial}{\partial y} + v_z \frac{\partial}{\partial z}$$

偏微分号$\frac{\partial}{\partial t}$表示在同一位置上，物理量对于时间的变化率，它是由于场的不定常性所产生的，故称为“当地导数”。而另一项（$\vec{V}\ grad$）则表示位置变化所引起的物理量的变化，是由于场的不均匀性所产生的，称为“对流导数”。算符$\frac{D}{Dt}$则称为“随体导数算子”。

(b) $\vec{\rho s}$表示体积力项；

(c) $-\nabla p$ 表示压力项；

(d) $\mu\nabla^2\vec{V}$表示粘性力项。

在离心机转鼓流体动力学中，通常习惯采用圆柱坐标系（r，φ，z），此时随体导数算子的表达式是：

$$\frac{D}{Dt} = \frac{\partial}{\partial t} + V_r\frac{\partial}{\partial r} + \frac{V_\varphi}{r}\frac{\partial}{\partial \varphi} + V_z\frac{\partial}{\partial z} \qquad (5-13)$$

对应的 N－S 方程的柱坐标投影表达式可写成：

$$\frac{\partial V_r}{\partial t} + \left(V_r\frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{V_\varphi}{r}\frac{\partial V_r}{\partial \varphi} + V_z\frac{\partial V_r}{\partial z} - \frac{V_\varphi^2}{r}\right) = S_r - \frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial r} +$$

$$\frac{\mu}{\rho}\left(\frac{\partial^2 V_r}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{1}{r^2}\frac{\partial^2 V_r}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 V_r}{\partial z^2} - \frac{2}{r^2}\frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} - \frac{V_r}{r^2}\right) \qquad (5-14)$$

$$\frac{\partial V_\varphi}{\partial t} + \left(V_r\frac{\partial V_\varphi}{\partial r} + \frac{V_\varphi}{r}\frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} + V_z\frac{\partial V_\varphi}{\partial z} + \frac{V_r V_\varphi}{r}\right) = S_\varphi - \frac{1}{r\rho}\frac{\partial p}{\partial \varphi} +$$

$$\frac{\mu}{\rho}\left(\frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial V_\varphi}{\partial r} + \frac{1}{r^2}\frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial z^2} - \frac{V_\varphi}{r^2} + \frac{2}{r^2}\frac{\partial V_r}{\partial \varphi}\right) \qquad (5-15)$$

$$\frac{\partial V_z}{\partial t} + \left(V_r \frac{\partial V_z}{\partial r} + \frac{V_\varphi}{r}\frac{\partial V_z}{\partial \varphi} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z}\right) = S_z - \frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial z} + \frac{\mu}{\rho}\left(\frac{\partial^2 V_z}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial V_z}{\partial r} + \frac{1}{r^2}\frac{\partial^2 V_z}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial z^2}\right) \qquad (5-16)$$

利用 N－S 方程的一般形式，可以导出在特定边界条件下简单流动的速度分布规律，对沉降式离心机转鼓中的两相流分析提供了重要工具。

第一种简单流动为长圆管中的压力流(图 5－3)，基本假定

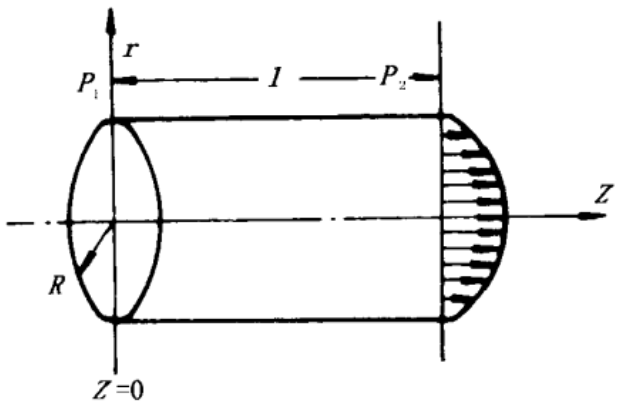


图 5－3　长圆管中的压力流

为：(a)忽略端口效应，亦即沿圆管轴向的流动速度 v_z 不随 z 坐标变化，可用 $\frac{\partial V_z}{\partial z}=0$ 来表示；(b) $V_r=0$，$V_\varphi=0$；(c)轴对称性，亦即 $\frac{\partial}{\partial \varphi}=0$；(d)忽略惯性力项；(e)流动是定常的，亦即 $\frac{\partial}{\partial t}=0$。

在上述简化假定下，N－S 方程(5－14)和(5－16)可以得到很大简化，变为：

$$\left.\begin{aligned} 0 &= -\frac{\partial p}{\partial r} \\ 0 &= -\frac{\partial p}{\partial z} + \frac{\mu}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial V_z}{\partial r}\right) \end{aligned}\right\} \qquad (5-17)$$

此外，又因 V_z 只是 r 的函数，故可将方程(5－17)的第二式改写成

$$\frac{\mathrm{d}p}{\mathrm{d}z} = \frac{\mu}{r}\frac{d}{\mathrm{d}r}\left(r\frac{\mathrm{d}V_z}{\mathrm{d}r}\right) \qquad (5-18)$$

从上式可知，上式左端不是 r 的函数，而右端不是 z 的函数，因此两者必为同一个常数 C，于是

$$\frac{\mathrm{d}p}{\mathrm{d}z} = C = \frac{\mu}{r}\frac{d}{dr}\left(r\frac{\mathrm{d}V_z}{\mathrm{d}r}\right)$$

从中解得

$$p = Cz + a$$

然后利用边界条件：当 $z=0$ 时 $p=p_1$，$z=l$ 时 $p=p_2$，首先确定常数 $C=-\frac{\Delta p}{l}$（这里 l 为管子的特征长，$\Delta p = p_1 - p_2$），并由此积分上式即可得到速度分布公式：

$$V_z(r) = \frac{\Delta p R^2}{4\mu l}\left[1-(r/R)^2\right] \tag{5-19}$$

体积流率 Q 等于

$$Q = \int_0^R 2V_z(r)\pi r\mathrm{d}r = \frac{\Delta p \pi R^4}{8\mu l} \tag{5-20}$$

以上即是著名的 Hagen－Poiseuille 公式。若以流率来定义管内的平均速度，则有 $v=\frac{4Q}{\pi D^2}$（D 为管径）。同样，也可用流率来表达速度分布：

$$V_z(r) = \frac{2Q}{\pi R^2}\left[1-(r/R)^2\right] \tag{5-21}$$

第二种简单流动为两平行板间的压力流（图 5－4），除去在第一种流型的 5 条基本假定外，还须作一个补充假定：

$$\vec{V} = (V_x(y),0,0)$$

按流动边界条件的特点，在此应采用直角坐标系下的 N－S 方程

$$\left.\begin{aligned}
\frac{\mathrm{d}v_x}{\mathrm{d}t} &= S_x - \frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\mu}{\rho}\Delta^2 V_x \\
\frac{\mathrm{d}v_y}{\mathrm{d}t} &= S_y - \frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\mu}{\rho}\Delta^2 V_y \\
\frac{\mathrm{d}v_z}{\mathrm{d}t} &= S_z - \frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial z} + \frac{\mu}{\rho}\Delta^2 V_z
\end{aligned}\right\} \tag{5-22}$$

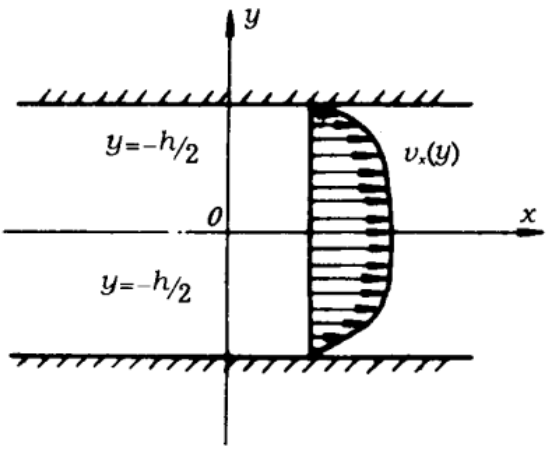


图 5-4　平行板间的压力流

考虑到图 5-4，当 x 轴置于流场中线，上式可简化成

$$\left.\begin{aligned} 0 &= -\frac{\partial p}{\partial y} \\ 0 &= -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu\frac{\partial^2 V_x}{\partial y^2} \end{aligned}\right\} \tag{5-23}$$

积分上式，即可求得 v_z 沿 y 向的分布规律：

$$v_z(y) = \frac{\Delta p h^2}{8\mu l}\left[1-(2y/h)^2\right] \tag{5-24}$$

及流率公式

$$Q/w = \frac{\Delta p h^3}{12\mu l} \tag{5-25}$$

式中 w 表示 z 方向的特征宽度。

若 x 轴置于下板，则所得速度分布公式应为：

$$V_z(y) = \frac{\Delta p}{2\mu l}(hy - y^2) \tag{5-26}$$

或

$$V_z(y) = \frac{6Q}{wh^3}(hy - y^2) \tag{5-27}$$

此式在下面讨论碟片式离心机流场分析时非常有用。

第三种简单流型为两同心圆柱间的轴向流动（图 5-5）。设

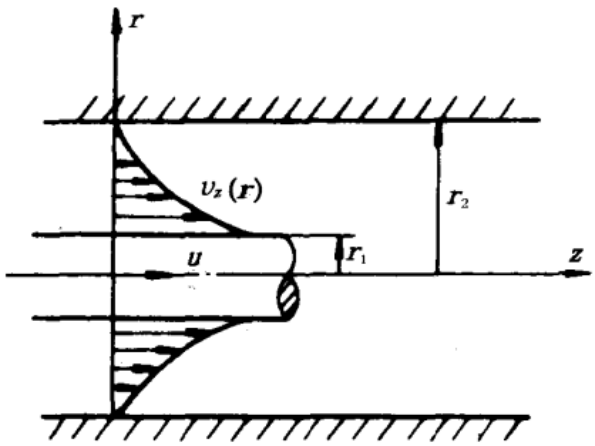


图 5－5　同心圆柱间的轴向压力流

外圆柱固定，内圆柱以 U 作平动，且流体为牛顿流体，速度矢量场可表为：

$$\vec{V} = (0,0,v_z(r))$$

在此条件下，N--S 方程(5－14)～(5－16)可简化成

$$\frac{\mu}{r}\frac{d}{dr}\left(r\frac{dv_z}{dr}\right) = 常数$$

可见，$V_z(r)$ 是 r 的抛物线函数(当上式右端的常数不为零时)或为 r 的对数函数(当上式常数等于零时)。首先讨论抛物型：

$$设\ v_z = A(r_2^2 - r^2) \tag{5-28}$$

在边界条件

$$\left.\begin{aligned} v_z(r_2) &= 0 \\ v_z(r_1) &= U \end{aligned}\right\} \tag{5-29}$$

下，可以确定常数 $A = U/r_2^2 - r_1^2$，于是可算得体积流率

$$Q = \int_{r_1}^{r_2} 2\pi V_z(r) r dr = \frac{\pi U}{2}(r_2^2 - r_1^2) \tag{5-30}$$

从而导出速度场计算公式

$$V_z(r) = \frac{2Q}{\pi}\frac{(r_2^2 - r^2)}{(r_2^2 - r_1^2)^2} \tag{5-31}$$

这个公式在管式离心机的沉降理论分析中极为有用。

如果采用对数型假定，亦即设速度分布函数形如

$$V_z(r)/U = \frac{\ln(r/r_2)}{\ln(r_1/r_2)} \tag{5-32}$$

此时，不难推得流率 Q 应满足下列关系：

$$\frac{Q}{2\pi r_2(r_2 - r_1)U} = -\frac{2k^2\ln k - k^2 + 1}{4(1-k)\ln k} \tag{5-33}$$

式中 $k = r_1/r_2$

联立(5-32)和(5-33)，即可求得速度分布公式为：

$$V_z(r) = \frac{2Q\ln(r/r_2)}{\pi r_2^2[k^2 - 2k^2\ln k - 1]} \tag{5-34}$$

Lamb 曾提出一种混合型速度分布函数：

$$v_z = -\frac{\Delta p}{4\mu l}r^2 + A\ln r + B \tag{5-35}$$

式中 $\Delta p = p_1 - p_2$ 为压力降，A 和 B 为待定常数，可通过以下边界条件

$$\left.\begin{aligned} v_z &= 0 \quad (\text{当 } r = r_2) \\ \frac{d}{dr}v_z &= 0 \quad (\text{当 } r = r_1) \end{aligned}\right\} \tag{5-36}$$

分别确定为：

$$A = \frac{\Delta p}{2\mu l}r_1^2$$

$$B = \frac{\Delta p}{4\mu l}(r_2^2 - 2r_1^2\ln r_2)$$

于是，将它们代入(5-35)式并经整理后，便有

$$v_z(r) = \frac{\Delta p}{2\mu l}\left\{r_1^2\ln r/r_2 + \frac{1}{2}(r_2^2 - r^2)\right\} \tag{5-37}$$

随之可导出流率 Q 的计算公式为：

$$Q = \frac{\Delta p\pi(r_2^2 - r_1^2)}{2\pi lK} \tag{5-38}$$

式中

$$K = \frac{r_2^2 - r_1^2}{3/4r_1^4 + 1/4r_2^4 - r_1^2r_2^2 + r_1^4\ln r_2/r_1} \qquad (5-39)$$

这样，速度场公式(5－37)也可改写成通过体积流率来表达的形式：

$$V_z(r) = \frac{QK}{\pi(r_2^2 - r_1^2)}\left\{r_1^2\ln r/r_2 + \frac{1}{2}(r_2^2 - r^2)\right\} \qquad (5-40)$$

此公式可应用于管式离心机中颗粒的沉降轨迹的分析。

5－2　管式离心机

5－2－1　沉降轨迹和级效率

在管式离心机中的沉降理论，是由安布勒(Ambler)于 1952 年首次提出，其后又在 1959 年进行了更为深入的讨论。这种型式的离心机的工作原理如图 5－6 所示，其主要用途有：乳浊液分离达到液相澄清，如动植物油和润滑油的提纯；病毒的分离和净化，故近年来在胶体化学和生物化学中非常有用。

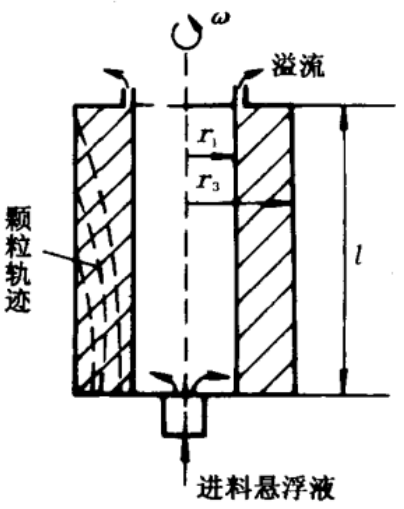


图5－6　管式离心机的离心沉降

若进料悬浮液的固体浓度很低，则可忽略颗粒间的相互作用，而直接采用修正了的斯托克斯公式(5－10)，并用 $\omega = v_\tau/r$ 代替 v_τ 后，应有：

$$\frac{dr}{dt} = \frac{\Delta\rho d^2\omega^2 r}{18\mu} \qquad (5-41)$$

为了得到图 5－6 中颗粒沉降的轨迹方程，还必须写出颗粒的轴向速度公式。设点(r,z)处的轴向速度，可以近似地用该点的液体速度表示为：

$$\frac{dz}{dt} = u(r,z) \qquad (5-42)$$

在这里，显然忽略了颗粒与流体间的轴向滑动以及端口效应，但从工程应用的角度看，这样的简化还是允许的。

对于轴向速度(5－42)式，可以假定$u(r,z)$有下列几种解析表达式(式中 Q 为体积流率)：

① 塞流(水力活塞式)假定

$$\frac{\mathrm{d}z}{\mathrm{d}t} = \frac{Q}{\pi(r_2^2 - r_1^2)} \tag{5-43}$$

② 抛物型假定

这种假定更接近实际情况，按公式(5－31)应有

$$\frac{\mathrm{d}z}{\mathrm{d}t} = \frac{2Q(r_2^2 - r^2)}{\pi(r_2^2 - r_1^2)^2} \tag{5-44}$$

③ 沙赫曼(Schachman)混合型假定

按公式(5－40)应有

$$\frac{\mathrm{d}z}{\mathrm{d}t} = \frac{QK}{\pi(r_2^2 - r_1^2)}\left[r_1^2 \ln r/r_2 + \frac{1}{2}(r_2^2 - r^2)\right] \tag{5-45}$$

式中常数 K 仍按(5－39)计算。

为了简便起见，这里主要介绍塞流假定。将(5－41)式与(5－43)式相除，则有

$$\frac{\mathrm{d}r}{\mathrm{d}z} = \frac{\Delta\rho d^2\omega^2\pi(r_2^2 - r_1^2)}{18\mu Q}r$$

令

$$K_1 = \Delta\rho\omega^2/18\mu$$

称为沉降常数，于是可将上式改写成可积分的分离变量形式：

$$\mathrm{d}r/r = \frac{K_1 d^2\pi(r_2^2 - r_1^2)}{Q}\mathrm{d}z$$

取积分上限为 $z = l$ 与 $r = r_2$，积分下限为 $z = 0$ 和 $r = r^*$(这一特定边界条件表示：粒径为 d 的颗粒若从该处开始沉降，则经过分离区全长 l 后恰好达到管壁)，然后积分上式，便可求得能将粒径为 d 的颗粒分离之最小半径 r^*：

$$\ln r_2/r^* = \frac{K_1 d^2 l\pi (r_2^2 - r_1^2)}{Q} \qquad (5-46)$$

图 5-6 中的极限颗粒轨迹，对应于一种分离极限的情形：即有机会随溢流带走的最大颗粒粒径 d_{max} 可以按(5-46)式赋值，只需在此式中令 $r^* = r_1$ 即可反解求得所需粒径(令 $d = d_{max}$)：

$$d_{max} = \sqrt{\frac{Q\ln r_2/r_1}{K_1\pi l (r_2^2 - r_1^2)}} \qquad (5-47)$$

粒度为 d 的颗粒包含在半径 r^* 与 r_2 之间的环状空间的百分数，称之为级效率(grade efficiency)，并定义其值为：

$$G(d) = \frac{r_2^2 - r^{*2}}{r_2^2 - r_1^2} \qquad (5-48)$$

引进另一个常数 $K_2 = l\pi(r_2^2 - r_1^2)/Q$ 后，上式又可表达为

$$G(d) = \frac{r_2^2}{r_2^2 - r_1^2}[1 - \exp(-2K_1K_2d^2)] \qquad (5-49)$$

按定义，$G(d_{max}) = 1$，故上面这个级效率公式也可改写如下：

$$G(d) = \frac{1 - \exp(-2K_1K_2d^2)}{1 - \exp(-2K_1K_2d_{max}^2)} \qquad (5-50)$$

式中 $0 \leqslant d \leqslant d_{max}$

对于几何形状和体积流率确定的特定离心机，上式中的 K_2 是一个常数，它等于液体的停留时间，因为

$$K_2 = \frac{l\pi(r_2^2 - r_1^2)}{Q} = V/Q \qquad (5-51)$$

这里的 V 为离心机转鼓的有效容量。

同样，也可按沙赫曼型速度分布公式导出一个级效率公式(布雷德利又进行了一点修正)：

$$G(d) = \frac{r_2^2 - 1.05 \times 10^{-4}(Q/d^2k)^{5/3}}{r_2^2 - r_1^2} \qquad (5-52)$$

采用拉德尔(Ladal)X 射线离心沉降仪以及沙普尔斯(Sharples)超级离心机，可以获得如图 5-7 所示的试验级效率曲

线与理论预测曲线的比较。从图可以看到，沙赫曼型预测的级效率是偏低的，结果是低估了分离效率。但沙氏模型仍然是可采用的，因为它给出的是一个偏低(保守)的级效率估计值；而实际级效率曲线一般处在塞流型和沙赫曼型所预测的两条曲线(即公式5-49和5-52)之间，它就是著名的S形级效率曲线。

由公式(5-49)还可导出一个重要参数，它是与级效率曲线上的50%相对应的粒度，即等几粒度(eguiprobable size)又称边界粒度(cut size)，通常记为 d_{ep} 或 d_{50}。

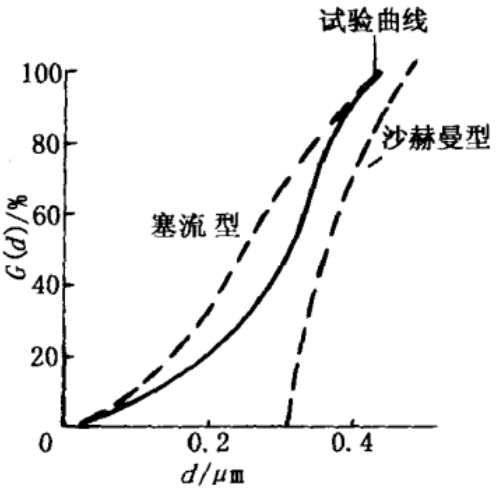


图5-7 管式离心机的试验级效率曲线与理论预测曲线比较实例

与等几粒度相对应的半径 r_{ep}，将 r_1 与 r_2 之间的环区分为两个相等部分：

$$r_2^2 - r_{ep}^2 = r_{ep}^2 - r_1^2$$

故有

$$r_{ep}^2 = \frac{1}{2}(r_1^2 + r_2^2) \tag{5-53}$$

令 $G(d_{ep}) = 0.5$，便可从(5-49)或(5-50)算出边界粒度 d_{ep}：

$$d_{ep}^2 = \left(\frac{Q}{2\pi l K_1}\right)\left(\frac{1}{r_2^2 - r_1^2}\right)\ln\left(\frac{2r_2^2}{r_1^2 + r_2^2}\right) \tag{5-54}$$

或写成

$$d_{ep}^2 = \frac{1}{2K_1K_2}\ln\left(\frac{2r_2^2}{r_1^2 + r_2^2}\right) \tag{5-55}$$

5-2-2 西格马(Σ)概念

1952年，安布勒在《Chemical Engineering Progress》发表题为“离心机性能评估”的论文，首次提出一个可用于离心机类比设计(“放大”)的尺寸指标Σ。从那时起，这一概念已广泛应用于离心沉降。

首先，安布勒将流量公式改写成

$$Q = 2v_g \frac{V\omega^2}{g\ln(2r_2^2/r_1^2 + r_2^2)} \tag{5-56}$$

式中

$$V = l\pi(r_2^2 - r_1^2),$$

$$v_g = \frac{d_{ep}^2 \Delta\rho g}{18\mu}$$

为粒度 d_{ep}的颗粒在给定液体中作重力沉降时的沉降速度。

然后，安布勒再将(5-56)改写为：

$$Q = 2v_g \sum \tag{5-57}$$

式中

$$\sum = \frac{\omega^2 V}{g\ln(2r_2^2/r_1^2 + r_2^2)} \tag{5-58}$$

称之为当量沉降面积。因为可以将(5-57)式理解为：折算成通量为 $Q/2$(沉降几率为50%)的简单重力沉降槽中，以 v_g 作为沉降速度的沉降面积。

为了工程计算上的方便，通常采用幂级数展开求近似值的方法来简化(5-58)式：

$$\sum \approx \frac{\omega^2 \pi l}{g}\left(\frac{1}{2}r_1^2 + \frac{3}{2}r_2^2\right) \tag{5-59}$$

几十年来，有关∑的分析比较方面所作的大量研究工作表明，尽管对于不同类型的离心机(下文还要谈到碟片式、卧螺式有其各自不同的∑表达式)，∑的计算值与实验结果并不完全相同，但对于同类型离心机的类比放大仍然是较为可靠的。

从(5-57)可以推得同类型离心机的相似(放大)准则应为：

$$\frac{Q_1}{\sum_1} = \frac{Q_2}{\sum_2} \tag{5-60}$$

以上∑的表达式，是采用了塞流假定而推得的，如果采用抛物型假定(5-44)式，则按照与前面推导相同的程序，不难推得此时的当量沉降面积应为：

$$\sum = \frac{\omega^2 \pi l}{g} \frac{(r_2^2 - r_1^2)^2}{2r_2^2 \ln r_2/r_1 - r_2^2 + r_1^2} \qquad (5-61)$$

但在工业应用中，一般还是采用塞流假定，只须在表达式中乘以修正因子：

$$Q = v_g(0.75)(0.5) \frac{V\omega^2}{g\ln(r_2/r_1)} \qquad (5-62)$$

式中 0.75——塞流假定的修正值；

0.5——不考虑转鼓末端效应的修正值。

于是，可得经修正后的$\sum$表达式：

$$\sum = 0.188 \frac{V\omega^2}{g\ln(r_2/r_1)} \qquad (5-63)$$

该式在实际运用中与实测值吻合良好。

1966年，莫里斯(Morris)相借助效率因数 η_i（不同类型离心机的相对效率)用公式

$$\frac{Q_1}{\eta_1 \sum_1} = \frac{Q_2}{\eta_2 \sum_2} \qquad (5-64)$$

来扩大(5-60)式的应用范围，以便对不同类型的离心机进行所谓“型间放大”，但应用得还较少。莫里斯给出 η_i 的一些推荐值：对管式转鼓为90%；无孔转鼓75%；螺旋式转鼓60%；碟片式转鼓45%。但近年来许多设备制造厂家认为，除非在$\sum$值以外再考虑一些其他影响因素，否则这种“型间放大”的可靠性值得怀疑。

此外，安布勒对管式离心机转鼓中出现紊流的情形也进行过研究，并提出一个计算紊流阻力的公式

$$F_t = C_t \pi/4 \rho_1 d^2 v_g^2 \qquad (5-65)$$

式中紊流阻力系数 $C_t \approx 0.5$，于是可导出对应的当量沉降面积为：

$$\sum = 2\pi l\omega \left[\frac{r^2(\frac{1}{4}r_1^2 + \frac{3}{4}r_2^2)}{g} \right]^{\frac{1}{2}} \qquad (5-66)$$

〔例 5－1〕西格马理论的一个实际应用

采用离心沉降法分离粘度为 0.001 ($N\cdot S\cdot m^{-2}$)，密度为 1000 (kgm^{-3})的低浓度粘土(密度为 2640 kgm^{-3})悬浮液。在转速为 20000 r/min 的条件下，采用实验型管式离心机进行初步测试发现，当物料通量为 $8\times10^{-6}(m^3s^{-1})$时，可以得到相当满意的溢流澄清度。

设所用离心机转鼓长为 0.2m，内半径 $r_2=0.022m$，液体表面处的半径 $r_1=0.011m$。在工业化应用中，如果采用长 0.734m，内半径 0.0521m 和 $r_2-r_1=0.0295m$ 的管式离心机，以 15000r/min 的转速进行操作，要想达到同样的溢流澄清度，生产流量应控制在什么范围，并确定有效边界粒度的量值。

采用安布勒的西格马理论来解决这一问题是比较方便的。

先按公式(5－59)计算出

$$\sum_1=\left(\frac{\pi 2000}{30}\right)^2\frac{0.2\pi}{9.81}\left[\frac{1}{2}(0.011)^2+\frac{3}{2}(0.022)^2\right]=221m^2,$$

$$\sum_2=\left(\frac{\pi 15000}{30}\right)^2\frac{0.734\pi}{9.81}\left[\frac{1}{2}(0.0226)^2+\frac{3}{2}(0.0521)^2\right]=2510m^2$$

因此，可由关系式(5－60)求得

$$Q_2=\sum_2/\sum_1 Q_1=(2510/221)8\times10^{-6}=9.08\times10^{-5}(m^3s^{-1})$$

再根据(5－57)式，可算出边界粒度的重力沉降速应等于：

$$v_g=\frac{Q_1}{2\sum_1}\left(\frac{Q_2}{2\sum_2}\right)=\frac{8\times10^{-6}}{2\times221}=1.81\times10^{-8}(ms^{-1})$$

最后，利用公式

$$v_g=\frac{d_{ep}^2\Delta\rho g}{18\mu}$$

可反解出边界粒度的量值：

$$d_{ep}=\left(\frac{18\mu v_g}{\Delta\rho g}\right)^{\frac{1}{2}}=\left(\frac{18\times0.001\times1.81\times10^{-8}}{1640\times9.81}\right)^{\frac{1}{2}}$$

$$=1.42\times10^{-7}(m)=0.142(\mu m)$$

通常，管式离心机可分为实验室型和工业型两种，前者转速可达 50000r/min，流量在 0～0.1 (m^3h^{-1})；后者的转速也可高达 15000r/min，流量范围为 0.4～4 (m^3h^{-1})。前者使用电动机或空气(蒸汽)涡轮拖动；后者用电动机驱动。

管式离心机由于其转速高，沉降区相当薄，因而是工业沉降离心机中效率最高的，广泛应用于分离很细的沉降速度仅为 5×10^{-8}～5×10^{-7}(ms^{-1})的固体颗粒。实验室型管式离心机，即沙普尔斯超级离心机还可用于测定粒度以及固体分级。

5－3　盘式离心机

盘式离心机(Disc centrifuge)，又称碟片式离心机，在其转鼓中有一组锥形盘，如图 5－8 所示。

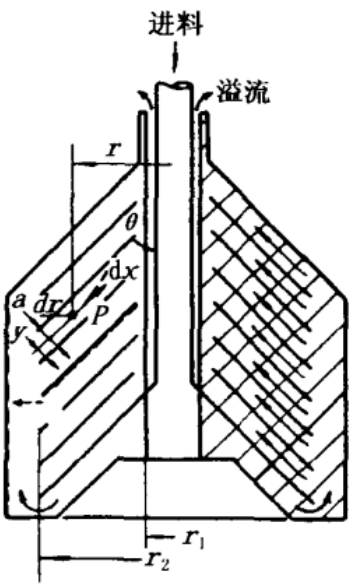


图 5－8　盘式离心机转鼓剖面示意

在操作中，进料悬浮液沿转鼓中心引入，并向下通过这组锥形盘进入锥形盘和转鼓壁之间的空间。然后，液体以薄层在盘间沿径向向内流动，并流向位于转鼓顶部中心处的环状空隙出口。颗粒沉积在所谓的“盘状通道”的两个锥形盘的上盘的下表面上。颗粒的沉降运动，是分离过程的第一个而且往往是决定性的阶段；分离过程的第二阶段，则是盘表面上的颗粒向下向外往盘边滑动，然后沉降到转鼓壁上。

假定悬浮液流在各盘状通道中是均匀分配的，则每个盘状通道中的流量就应等于 Q/n，这里的 Q 为总的物料通量，n 为盘状通道数。

为了能够使用第一节中简单流型的有关计算公式，特设置坐标系如图 5－8 所示：x 为平行于盘状通道的方向，y 为垂直于通道并由低片向高片的运动方向。显然，在两相邻通道间的任一

质点 P，应具有两种运动：

① 在离心力作用下，质点由低片向高片的 y 向运动，其速度可表为

$$\frac{dy}{dt} = \frac{dr}{dt}\cos\theta = v_g\left(\frac{\omega^2 r}{g}\right)\cos\theta = \frac{v_g\omega^2}{g}(r_2 - x\sin\theta)\cos\theta \tag{5-67}$$

② 随液流顺通道的 x 向流动，在假定盘状通道中的液流为塞流的情况下，$\frac{dx}{dt}$ 可近似地取作该处的液体速度，按公式(5-27)应有

$$\frac{dx}{dt} = \frac{3Q}{\pi n r a^3}(ay - y^2) - v_g\left(\frac{\omega^2 r}{g}\right)\sin\theta \tag{5-68}$$

上式右端第二项为沿盘道方向的离心分速度，a 为相邻两盘的垂直距离，θ 为盘的锥体角之半。

按照与管式离心机完全类似的推导方法，联立(5-67)和(5-68)并在通道的上下板之间进行积分，即可求得体积流率的公式为：

$$Q = \frac{4\pi n\omega^2 v_g}{3g}\cot\theta(r_2^3 - r_1^3) \tag{5-69}$$

然后，便可得到盘式离心机的西格马计算公式

$$\sum = \frac{2n\pi}{3g}\omega^2(r_2^3 - r_1^3)\cot\theta \tag{5-70}$$

菲奇(Fitch)对上述分离效率的理论估算曾进行过详细的研究和试验，发现实际分离效率要比理论估算值低得多。他认为，这不是由盘间径向流型不均匀所造成，因为盘式离心机大多有径向定位肋柱，它阻止切向液流，并使径向流型除了在盘面附近有少许变化外都是比较均匀的。他还从理论上发现并于 1965 年采用盘式离心机的实际流型照片进行过验证，认为沿转轴分布的径向定位肋柱所限定的扇形空间中存在着涡流，这是实际分离效率远低于理论值的主要原因。

通常，盘式离心机转鼓直径为 150～1000mm，其转速与转鼓直径有关，可高达 12000r/min。在处理易分离的悬浮液过程中，流量可达 100 (m^3h^{-1})；当固相浓度低于 15%时，处理的理论沉降速度的限度大约为 $8\times10^{-8}(ms^{-1})$。为了确保转鼓具有尽可能高的容量，一般使其高度与直径大致相等。此外，为使沉积固体能够沿锥形盘表面下滑，其锥体角应足够大，一般为 35°～50°。对盘式离心机设计的主要改进，通常是针对固体卸料方法进行的，其改进后的结构有三种型式。

(1) 固体保留型

图 5－8 所示为最简单的一种盘式离心机转鼓，特点是其壁与转轴平行的无孔转鼓。这种转鼓用于处理体积浓度低于 1%的低浓度悬浮液，以避免进行频繁的人工清洗。有时还采用易于处理的纸衬里，以便能够使清洗操作简化。典型的固体容量约为 5～20L。最广泛的应用场合是从牛奶中分离奶油，应用通常限于无毒液体，因为在人工清洗时，毒物对人体有害。

(2) 喷嘴型

使用喷嘴型盘式离心机时，固体可以按泥浆形式连续卸料。对转鼓形状作了改进后，可以使泥浆区具有如图 5－9 所示的锥形截面，这样就能提供较大的存留容积，并能使抛出的泥浆具有良好的液流分布。为了防止沉积固体积聚或发生堵塞现象，可对这些称为喷嘴小孔的直径及数目进行最优化处理。实践表明，喷嘴数选定为 12～24，直径为 0.75～2mm，底流与物料通量的比率为 5%～50%较好。底流流量几乎只决定于所用喷嘴的直径和数目。与在水力旋流器(参见第六章)中一样，在喷嘴型盘式离心

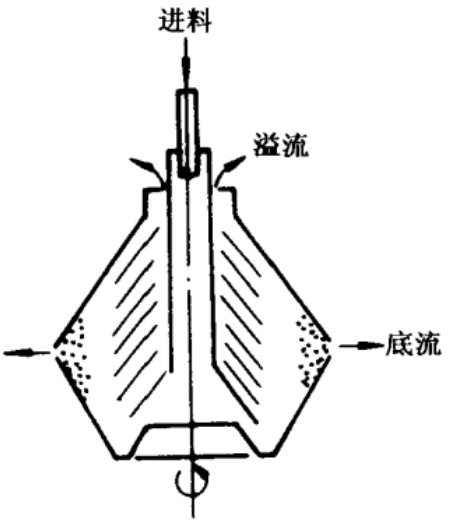


图 5－9 喷嘴型盘式离心机转鼓

机中，较大的底流流量容易导致进入底流颗粒的“死通量”增大，从而使得净分离效果计算不能说明问题。

喷嘴型盘式离心机有几种设计方案：例如部分固体卸料的再循环，喷嘴设在较小的转鼓直径处，卸料前的洗涤装置，以及内喷嘴和为卸除压缩固体的刮管等。

这种盘式离心机的重要应用有，高岭土的脱水、焦油的脱水以及湿法磷酸的澄清。

(3) 固体抛出型

固体抛出型结构如图 5－10 所示，它可将固体间歇抛出。这种离心机带有一些用阀进行关闭的边缘孔。这些孔可用定时器或采用按沉渣厚度进行自动操作的装置加以控制；也可使用环状滑板，打开转鼓边缘上分布的长宽孔。这种结构与上述用阀关闭的小孔相比，有利于处理更粗更硬的固体。

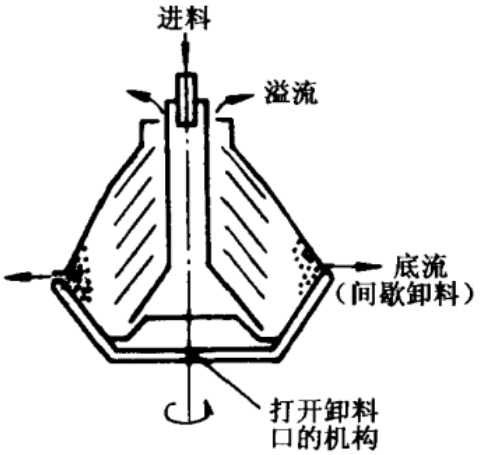


图 5－10　固体抛出型盘式离心机转鼓

固体抛出型盘式离心机，适用于处理中等固体浓度(2% ~ 6%)的悬浮液。而在这种场合下，连续卸料和间歇操作都不大适宜。此外，这种离心机还可用以处理在喷嘴卸料剪切力作用下容易破碎或散开的固体，也能使压实较慢的固体得到较好的浓缩。根据转鼓边缘开启时间的不同，可进行全卸料或部分固体卸料。

这种离心机适用于包括各种汁液和食物提取液的澄清，以及船用燃料的净化。

5－4　螺旋卸料沉降式离心机

螺旋卸料沉降式离心机也称倾析器(decanter)，是一种全速

运转，连续进料、分离和卸料的离心机。它广泛应用于石油化工、煤炭、轻工、食品、制药、化工和冶金等企业和环保部门的污水处理，如合成纤维、树脂、聚氯乙烯、煤粉、淀粉的脱水，低温炼动物油脂中的油渣分离，矿砂与浸渍液的分离，桔油生产中的油渣分离，以及活性污泥的脱水等。

螺旋型结构可分为立式和卧式两种，不过使用较多的是卧式，结构如图 5－11 所示。它由转鼓、螺旋输送器、传动装置、

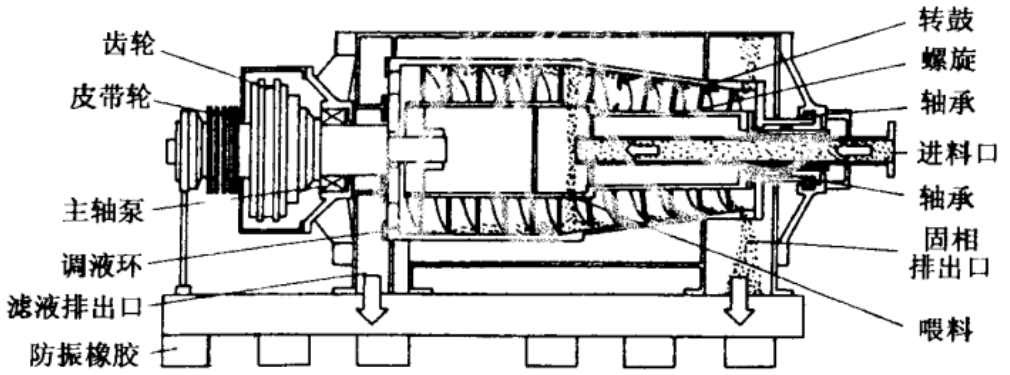


图 5－11　卧式螺旋卸料沉降离心机

机壳和机座五大部分组成。它的最大特征是：具有一个长度与直径比约为 1.5～3.5 的卧式圆锥形或卧式圆锥圆柱形(简称柱锥形)转鼓。在转鼓中装有螺旋输送器，其转动方向与转鼓相同，而转速稍高或稍低于转鼓，速差约为 5～100r/min。这种离心机的离心场要比其他离心设备弱；其转速范围为 1600～6000r/min。操作原理如图 5－11 所示：悬浮液由位于转鼓轴线上的进料管进入转鼓，再通过螺旋输送器中的开孔，然后被抛到转鼓壁上，沉积固体被螺旋输送器推送至倾斜的露在液面外的转鼓壁上，在较液体卸料口小的半径处卸出。液面则是通过可调节到预定溢流半径的溢流口来保持的。

鉴于卧螺转鼓为柱锥形，故其Σ表达式可近似地认为是由柱段的Σ_1和锥形段的Σ_2迭加得到(图 5－12)。显然，柱段的Σ_1可套用公式(5－59)亦即有

$$\sum_1 = \frac{\omega^2 \pi l_1}{g}\left(\frac{1}{2}r_1^2 + \frac{3}{2}r_2^2\right) \qquad (5-71)$$

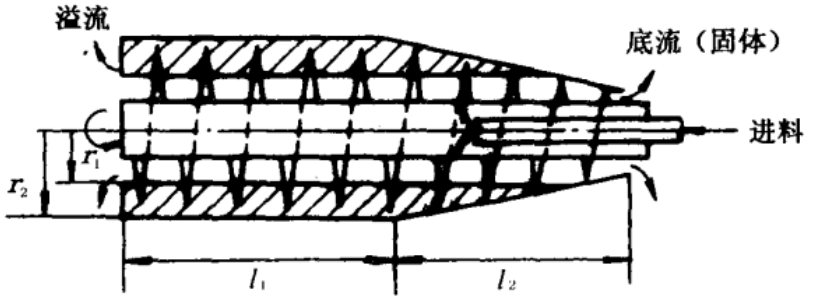


图 5－12　卧螺转鼓西格马计算简图

至于锥形段$\sum_2$的推导，应首先归功于特拉文斯基，他推得的计算公式为：

$$\sum_2 = \frac{\pi\omega^2 l_2}{6g(r_2 - r_1)^2}(3r_1^4 + r_2^4 - 4r_2 r_1^3) \qquad (5-72)$$

于是，卧螺的西格马计算公式应为

$$\sum = \sum_1 + \sum_2$$

$$= \frac{\omega^2\pi}{g}\left[l_1\left(\frac{1}{2}r_1^2 + \frac{3}{2}r_2^2\right) + \frac{l_2}{6}(3r_1^2 + r_2^2 + 2r_1 r_2)\right] \qquad (5-73)$$

后来，安布勒又提出了一个计算公式，它与上式在锥形段有一些区别：

$$\sum = \frac{\omega^2\pi}{g}\left[l_1\left(\frac{1}{2}r_1^2 + \frac{3}{2}r_2^2\right) + \frac{l_2}{4}(4r_1^2 + r_2^2 + 3r_1 r_2)\right] \qquad (5-74)$$

安布勒认为，以上公式只是一个理想化的纯理论公式，在实际应用中还必须进行修正。他认为有两个修正因子必须引入：首先，考虑到在悬浮液中螺旋叶片占有一定体积从而要降低停留时间，使$\sum$的理论值要扣除6%左右；其次，沉降的固体由于叶片的输送也要改变它们自身液体的位置，故安布勒建议对锥形段输送和柱锥型沉降离心机的$\sum$分别乘以折减因子0.62和0.67，也

即实际的当量沉降面积应为：

$$\sum_p = 0.62 \sum_t \quad \text{（对锥型）} \qquad (5-75)$$

$$\sum_p = 0.67 \sum_t \quad \text{（对柱锥型）} \qquad (5-76)$$

式中，$\sum_t$ 表示按纯理论公式(5－74)或(5－73)计算的当量沉降面积。

对于具有中等和高处理量(典型范围为 0.4～60m^3h^{-1})的沉降设备，其处理颗粒的沉降速度的量级在(1.5～15)×$10^{-6}ms^{-1}$，固液比为 2%～50%，在此工况下修正公式(5－75)和(5－76)具有较高的可靠性。

5－5　无孔转鼓离心机

无孔转鼓离心机(图 5－13)很像图 5－6 所示的管式离心机，但其长径比却远小于管式离心机(转鼓长径比一般为 4～8)，通常仅为 0.6 左右。因此，将管式离心机的数学模型用于无孔转鼓离心机时，端口效应会变得越加显著。此时，转鼓的澄清长度(Clarification length)与进料扰动区相比较短，所以分离效率一般较低；而且在使用不同进料方式时分离效率会有很大变化。

无孔转鼓离心机一般是立式的，而刮刀卸料离心机则通常是卧式的，进料由转鼓底部附近导入，固体在转鼓壁上分出，澄清液则通过顶部的“环坝”(Ying dam)不断溢流出来，在操作末尾，可借助沉积饼厚度测量仪触发停车。先将残留于沉积饼上部的上清液撇出，以便卸料时可获得较干的产品。通常的卸料方式有：对软塑性固体可在全速运行

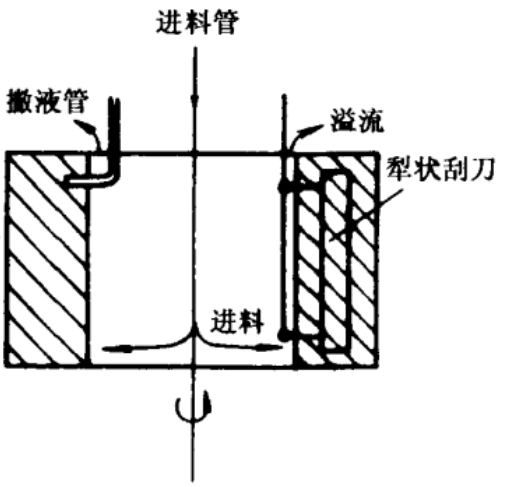


图 5－13　无孔转鼓剖面

时撇去，粗的和纤维状固体则在较低转速下用犁状刮刀卸除；沉积饼可通过转鼓底部的孔落下。

此外，在例如核燃料处理的各种应用中，沉积饼可采用由一组喷嘴引入的液体进行再制浆，并在低转速下由转鼓底部流出。唐纳德森(Donaldson)水力清洗离心机所采用的再制浆方法正是利用了转子叶片的搅拌作用，使之在正常操作过程中借助液体的阻力带动自由悬浮转鼓，当开始卸料时，可用制动器迫使转鼓停止转动，而转子叶片仍继续旋转。沉积饼在残留的上清液中再制浆，然后由转鼓底卸出。

现已发现，与通常所作假设(在整个转鼓内可用于液体流动的截面上存在着均匀的液流)相反，实际上转鼓内液体的大部分基本上是停滞的，进入转鼓的液体倾向于在接近液体表面的薄层内流动。这样便缩短了液体在转鼓中的停留时间从而会降低分离效率。所以，某些制造厂家和设计单位常在转鼓内装上特殊挡板，以阻止这种表面流的发生，使液流更加靠近转鼓壁。

为了避免进行频繁的清洗，无孔转鼓离心机所处理的悬浮液浓度通常较低，按重量百分比计算约为 3% ~ 5%，其转速为450 ~ 3500r/min，典型流量约为 6 ~ 10 (m^3h^{-1})，最典型的应用为泥浆脱水和从废液流中回收固体。

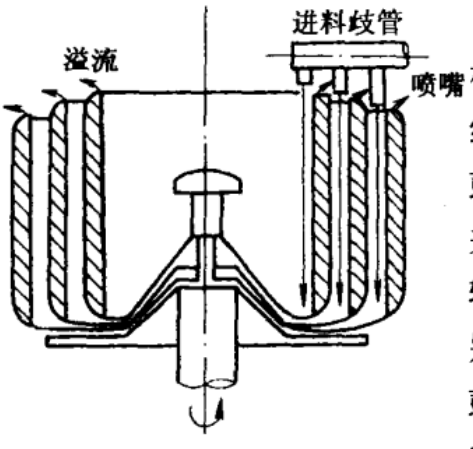


图 5 – 14　三鼓式离心机转鼓

图 5 – 14 所示的三鼓式离心机，是无孔转鼓离心机的一种改进结构，它由直径不同的三个同轴转鼓所组成，悬浮液由进料歧管通入并分成三股，然后分别进入不同的转鼓。这三股独立的平行液流是分别卸出的，均不通过其他两个转鼓。这就能够更有效的利用转鼓中的可用空间；同时，由于增加了液体在转鼓中的停留时间，要达到同

样的分离效率便可用较低的转速，从而为设计和操作带来许多好处。这种三鼓式离心机现已成功地应用于净化金属加工冷却液。

还有一种很有用的改进结构，如图 5－15 所示，称为多室转鼓离心机。它有一密闭转鼓，分成若干竖直的同心环状小室，悬浮液依次流经所有小室并一起逐渐增高加速度，从而获得较好的分级效果：最粗的颗粒沉积于最里层的小室中，而最细的颗粒则沉积于最外层的小室。这种离心机还有一个显著优点，就是固体容积大，在大的多室离心机中固体容积可以高达 75 升，也即 $7.5\times10^{-2}m^3$。

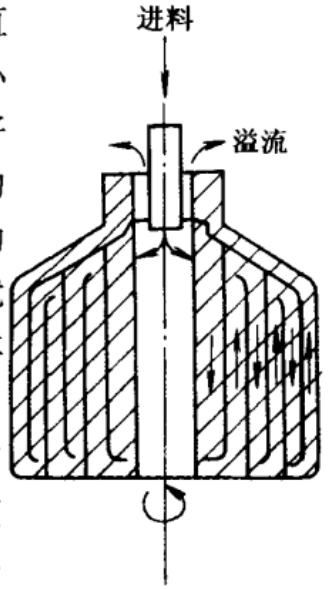


图 5－15　多式转鼓剖面

此外，由于液体在多室离心机转鼓中的停留时间较长，故其效率较高。但多室离心机的清洗比较困难，所需清洗时间要比管式离心机长，故一般仅限于处理固体体积浓度为 4% ~ 5% 的悬浮液。

典型的多室离心机的操作转速为 4500 ~ 8500r/min，所处理悬浮液的流量为 2.5 ~ 10 (m^3h^{-1})，转鼓直径为 335 ~ 615mm。除能用以分离切削油中的细金属屑外，多室离心机主要还是应用于啤酒、酒、果汁和清漆的澄清。

5－6　设备选择的影响因素

对于选择离心沉降设备的工程人员来说，图 5－16 所示各种离心沉降设备的性能数据，是一份很有价值的参考图。此图是由拉文奇(Lavanchy)等人于 1964 年发表的，它能一目了然地给出各类离心沉降设备的极限流量和沉降容量。按照名义流量(即在标准应用中能达到良好而且经济的澄清效果的正常流量)和可用的边界粒度或实际的 Q/Σ 值，用户就可以用图 5－16 来选定处于正常操作区(最大应用区)的那种设备。

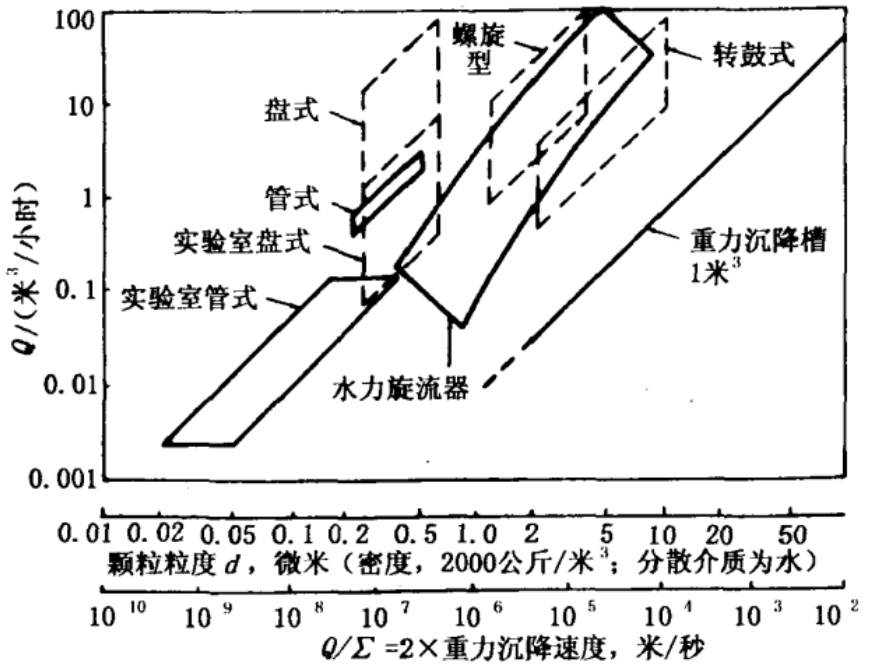


图 5－16　各种离心沉降设备的性能

通过按斯托克斯定律进行的颗粒粒度换算，可以对不同于所给的($\Delta\rho$ = 1 克/厘米^3，μ = 1 厘泊)物理条件换算。为了便于比较，图 5－16 也将水力旋流器和沉降槽归纳在内。

根据物料的其他特性和工艺要求，可使在图 5－16 基础上所作的选择的范围尽量缩小。这些因素包括有：进料固体浓度、固体性质(粘性、纤维状或其他不适宜性质)、液体性质(腐蚀性或对空气的敏感性)、爆炸性以及连续操作或间歇操作的必要性。在已知这些影响因素的前提下，尚须查阅各类待选设备的有关资料，才能选定能让用户基本满意的沉降设备。

第六章　水力旋流器

广义上说，水力旋流器也是一种离心沉降设备，但与第五章所介绍的沉降式离心机不同。它自身并无转鼓，而是靠泵(或静水头压力)将悬浮液从圆柱壳体上部的入口(图 6－1)由切线方向进入旋流器，在筒内产生旋转运动，并由周边向中心移动而形成一股强烈的旋涡运动，由上而下旋流。在锥体内液流中较粗颗粒受离心力作用向筒壁沉降并和残流的液体由锥体锥顶处的底流口卸出。含细颗粒的那部分液体，则通过一个固定在顶部中心并伸至旋流器中的圆管排出，此排出管称为溢流管。

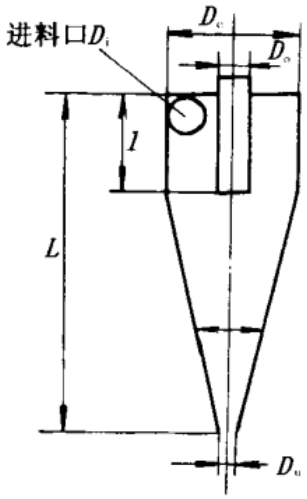


图 6－1　水力旋流器示意

常规水力旋流器的原理和设计，最早见于 1891 年美国专利 No.453，105，迄今已有百年的历史。在第二次世界大战前，它的应用范围较窄，仅限于矿石加工工业。二战后，炼油工业的发展促使它成为一种能将油、砂、水、气诸组分同时彼此分开的理想而可靠的设备。从此，它的应用范围越来越广，现已广泛用于液体澄清、淤浆浓缩、颗粒分级、固渣清洗、不互溶两相液体的分离、液体脱气或将固体按不同密度或形状进行分类等。

6－1　旋液的流型

简单地说，除切向进料管内及其附近处以外，旋流器中旋液的流型都是环形对称的。在流场中任一点的液流速度均可分解成三

个分速度：切向速度 v_τ、径向速度 v_r 和竖直速度即轴向速度 v_z。

(1) 切向速度

在溢流管以下的不同水平面上，切向速度 v_τ 随半径减小而显著增加，直至小于溢流管出口半径 $D_o/2$ 为止，其分布情况如图 6-2 所示。切向速度场的计算公式如下：

$$v_\tau r^n = 常数 \qquad (6-1)$$

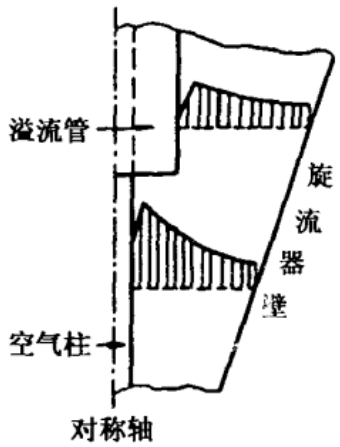


图 6-2 切向速度分布

对水力旋流器而言，指数 $n = 0.5 \sim 0.9$，一般取 $n = 0.64$。实际上，方程(6-1)所表示的是旋流速度场的通式。不难看出，当 $n = 1$ 时，流体的运动为自由涡运动；当 $n = -1$ 时，全部流体形成一整体作旋转运动，故为强制涡运动。可见，水力旋流器中的切向速度分布是介于两种极端情形之间的分布规律。

在高于溢流管下缘的不同水平面上，在较大半径处 v_τ 便不再随半径减小而增加。此现象与壁效应有关而与竖直位置无关，因此等切向速度的包迹应是与旋流器共轴的一些圆柱。

(2) 轴向速度

由图 6-3 可知，沿圆柱体和锥体部分的器壁有一股高速下降的液流，它能将已分离的颗粒送至底流口。可见，并非一定要建造锥顶向下的水力旋流器，事实上水力旋流器在重力场中的相对位置对其效率的影响一般均很小。

下降液流部分地被中心区的上升流平衡，这取决于底流和物料通量间的比值。图 6-3 中的虚线表示旋流器内轴向速度为零的点的轨迹，称为(LZVV)迹线(locus of zero vertical velocities)，它与旋流器的外形很相似。

在高于溢流管下缘的不同水平面上，下降速度的最高值仍发生在器壁附近。介于器壁和溢流管之间的一些半径处，轴向速度

方向竖直向上。而在溢流管周围，可以观测到高速下降的液流，它是由所谓的“器壁诱导流”（沿旋流器顶部向内流动）造成的。

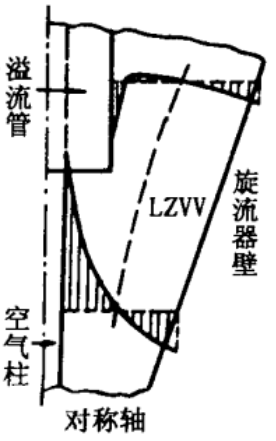


图6-3 轴向速度分布(虚线表示零竖直速度的轨迹)

(3) 径向速度

旋流器内的径向速度要比其他两种速度低得多，因此难以精确测定。由图6-4观之，径向速度 v_r 方向指向轴线，并随半径减小而降低。零径向速度的径向位置则难以确定。

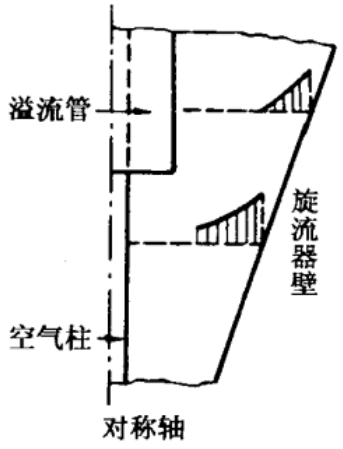


图6-4 旋流器内径向速度分布

在高于溢流管下缘的不同水平面上，有可能出现向外的环流，但在平顶附近却存在着溢流管根部的很高的向内径向速度，从而导致上述的沿溢流管外壁下降的短路液流。

应当看到，以上叙述的旋流器内速度分布仅是定性的；即使对低密度和低粘度的水来说，流型也是非常复杂而难以作定量计算的。因此，对于那些非典型旋流器(几何形状明显不同于典型旋流器,或所处理的悬浮液是高粘度液体的情形)，其速度分布规律很可能与图6-2～图6-4存在着较大差异。

6-2 悬浮颗粒的运动分析

当固体颗粒由圆柱体器壁附近进入旋流器后，由于在进料段存在极强的湍流混合作用，这些颗粒必然会沿径向向内分散。圆柱体段通常称作预分离区，而精确分离则是在锥体部件中完成的。

凯尔萨尔(Kelsall)曾指出，存在于锥形器壁附近下降液流中

的任何固体颗粒，仅当这部分液体向内运动时，才会沿径向向内运动。若进料液体中有 R_f（%）部分进入底流，则所有固体颗粒不管其沉降速度大小如何，也必然会有相同的 R_f 部分随同这部分液体，并与那些从其余$(1-R_f)$部分液体中分离出来的固体颗粒一起留在底流中。这是水力旋流器所特有的一种重要现象。

在旋流器液流内任一点的一个颗粒（均视为球形，粒径用 d 表示），在忽略重力的情况（这一假定在旋流器流场分析中是不会造成多大误差的）下，就只受两种力的作用：一个是沿径向向外作用于颗粒的离心力 F_c；另一个则是沿径向向内作用于颗粒的径向液流的阻力（也称曳力）F_R。它们的大小可分表示成

$$F_c = mv_\tau^2/r = \frac{\pi d^3}{6}(\rho_s - \rho)\omega^2 r \qquad (6-1)$$

式中 $m = \frac{\pi d^3}{6}(\rho_s - \rho)$ ——球形颗粒在液流中的有效质量；

v_τ——球形颗粒在离心场中某一点的切向速度；

ω——颗粒及流体的旋转角速度。

$$F_R = 3\pi\mu d v_r \qquad (6-2)$$

令(6-1)和(6-2)两式相等，即可推得旋流器内颗粒的径向沉降速度 v_{ri}的计算公式为：

$$v_{ri} = v_{oi}\frac{\omega^2 r}{g} = F_r v_{oi} \qquad (6-3)$$

式中 $F_r = \omega^2 r/g$ 即离心加速度和重力加速度的比值，称分离因数；

$$v_{oi} = \frac{d^2(\gamma_s - \gamma)}{18\mu} \qquad (6-4)$$

表示颗粒在静止流体中的沉降速度，详见第五章沉降理论一节，这里的$(\gamma_s - \gamma) = (\rho_s - \rho)g$ 为固液两相的重度差。

可见，离心场中颗粒的径向速度比颗粒在重力场中的沉降速度大得多，其倍数恰好等于分离因数 F_r。例如，若旋转半径 $r =$

0.1m，流体转速为 1000r/min，则离心沉降速度可比重力沉降速大 1780 倍。因而采用水力旋流器和旋风除尘器等离心机械处理细颗粒物料是极其有效的。

以上关系的推得是建立在液流为层流的假定条件下进行的。如果颗粒的沉降处于紊流状态，则离心力与阻力的平衡关系式应改写成：

$$\frac{\pi d^3}{6}(\rho_s - \rho)\omega^2 r = \frac{\pi}{20} v_{rt}^2 d^2 \rho \qquad (6-5)$$

从中即可解得颗粒的径向沉降速度为

$$v_{rt} = v_{ot}\sqrt{\frac{\omega^2 r}{g}} = \sqrt{F_r} v_{ot} \qquad (6-6)$$

6-3 效率预测

对于在进料浓度低、底流与物料通量比较小的条件下进行操作的水力旋流器，已有过一些预测其性能及设计参数的理论。由于液流速度分布的复杂性，以及还存在一些至今尚未充分了解的影响因素，故在实际应用上还大多采用半经验方法，往往习惯使用实测速度分布以及流量和压强降的关系式。但理论计算公式至今仍然具有重要的参考价值和指导作用。

布雷德利(Bradley)于 1965 年出版了他的名著《水力旋流器》(The hydrocyclone)，比较系统且全面地介绍了水力旋流器的结构性能和理论计算基础。按照布氏的理论，通常采用计算沉降速度的斯托克斯定律进行实验性能的预测，一般可分两步进行：首先根据现有理论和有关方程确定边界粒度 d_{ep}，然后根据已有的 $G(d/d_{ep})$经验公式去求级效率曲线。

(1) 边界粒度计算公式

边界粒度 d_{ep}，也称临界粒度或分离粒度。许多研究者根据布氏的“平衡轨道理论”，提出了一个计算 d_{ep}的简明公式：

$$d_{ep} = \sqrt{\frac{9\mu g}{4(\gamma_s - \gamma)v_i}}\left(\frac{1}{\sqrt{mHe}}\right)\left(\frac{D_o}{4.32^n D_i^{2n-1}}\right) \qquad (6-7)$$

式中 D_i——给料口的当量直径；

D_o——溢流管直径；

v_i——给料口的平均流速；

He——旋流器有效高度，也即溢流管下缘至底流口的距离；

m——实验系数，通常约等于0.5。

当 $n=0.5$ 时，公式(6-7)变为：

$$d_{ep} = 1.02\sqrt{\frac{\mu g}{(\gamma_s - \gamma)v_i}}\left(D_o/\sqrt{He}\right) \qquad (6-8)$$

当 $n=0.75$ 时，则有

$$d_{ep} = 0.701\sqrt{\frac{\mu g}{(\gamma_s - \gamma)v_i}}\left(\frac{D_o^{1.5}}{\sqrt{D_i He}}\right) \qquad (6-9)$$

当 $n=1$ 时

$$d_{ep} = 0.492\sqrt{\frac{\mu g}{(\gamma_s - \gamma)v_i}}\left(\frac{D_o^2}{D_i\sqrt{He}}\right) \qquad (6-10)$$

例6-1，某选矿厂为了脱除离心机入料中的细粒和浓缩给矿悬浮液浓度，特选用 ϕ75 的水力旋流器进行操作，其有关参数由表6-1给定，则按以上公式就不难确定水温在20℃时的临界粒度 d_{ep} 的量值。

表6-1 ϕ75水力旋流器有关参数

筒体直径 D/mm	给料口(宽×高)/(mm×mm)	溢流管直径 D_o/mm	筒体圆柱段高度 h/mm	溢流管插入深度 l/mm	全锥角 θ/度	矿浆量 Q/(cm^3s^{-1})	流体粘度 μ/泊	固液相密度差($\rho_s-\rho$)/(gcm^{-3})
ϕ75	15×55	ϕ13	110	70	15	1583	0.01	(5-1)

首先计算进料的平均速度 v_i，显然

$$v_i = Q/A_i = \frac{1583}{1.5\times 5.5} = 191.9\ \text{cm s}^{-1}$$

然后，再计算旋流器的有效高度：

$$He = (h-l) + \frac{D-D_o}{2}\cot\frac{\theta}{2}$$

$$= (110 - 70) + (37.5 - 6.5)\cot 7.5°$$
$$= 27.5 \text{ cm}$$

最后，按公式(取指数 $n = 0.5$ 时)(6－8)即可算出边界粒径的量值等于：

$$d_{ep} = 1.02\sqrt{\frac{\mu}{(\rho_s - \rho)v_i}}\left(\frac{D_o}{\sqrt{He}}\right)$$
$$= 1.02\sqrt{\frac{0.01}{(5-1)\times 191.9}}\left(\frac{1.3}{\sqrt{27.5}}\right)$$
$$= 0.00091 \text{ cm}$$

另一种预测边界粒度和级效率的方法是以量纲分析(详见第七章相似方法)为基础的。假定边界粒度 d_{ep} 仅与旋流器直径 D_c、液流粘度 μ、液体密度 ρ、固液相密度差 $\Delta\rho = \rho_s - \rho$ 以及悬浮液流量 Q 有关，因此可从形式上写成如下有量纲的函数关系式：

$$d_{ep} = f(D_c, \mu, \rho, \Delta\rho, Q) \qquad (6-11)$$

按照第七章所介绍的 π 定理，可将上式改写成无量纲(无因次)数群间的关系：

$$d_{ep}/D_c = f\left(\frac{Q\rho}{D_c\mu}, \frac{\Delta\rho}{\rho}\right) \qquad (6-12)$$

或

$$d_{ep}/D_c = f\left(R_{ei}, \frac{\Delta\rho}{\rho}\right) \qquad (6-13)$$

式中 Re_i 为进料口的雷诺数

$$Re_i = \frac{v_i\rho D_i}{\mu} = \frac{4Q\rho}{\pi D_i\mu} \qquad (6-14)$$

对于给定结构参数的旋流器而言，D_i 与 D_c 成正比，即有

$$D_i = k_iD_c$$

因此，Re_i 又可写成

$$Re_i = \left(\frac{4}{\pi k_i}\right)\left(\frac{Q\rho}{D_c\mu}\right) \qquad (6-15)$$

当然，要给出(6－13)所示关系的具体形式，还应根据描述分离

过程的特征以及某些实验数据才能获得最终结果。

布雷德利针对特定构型($\theta = 9°$, $D_i = D_c/7$, $D_o = D_c/5$)的旋流器，推得一个比较简明的关系式：

$$d_{ep}/D_c = 17.6 \times 10^{-3}\left(\frac{\mu D_c}{Q\Delta\rho}\right)^{0.5} \qquad (6-16)$$

或

$$d_{ep}/D_c = 5.254 \times 10^{-2}\left[\frac{1}{Re_i(\Delta\rho/\rho)}\right]^{1/2} \qquad (6-17)$$

后来，布雷德利又得到一个更一般的公式：

$$d_{ep} = \frac{3 \times (0.38)^n D_i^2}{\alpha}\left[\frac{\tan\frac{\theta}{2}\mu(1-R_f)}{D_c Q\Delta\rho}\right]^{0.5} \qquad (6-18)$$

式中 R_f 是底流与物料通量之比，n 和 α 取决于旋流器的结构和液流性质。

显然，要更合理的设计水力旋流器，还必须建立压强损失 Δp 与流量 Q 间的关系。里特马(Rietema)和杰勒德(Gerrard)等人发现，当 $Re_i > 5000$ 时

$$\frac{\Delta p}{\frac{1}{2}\rho v_i^2} = 0.093 Re_i^{0.3748} \qquad (6-19)$$

并提出了一个类似于(6-17)式的边界粒度计算公式：

$$d_{ep}/D_c = 0.51\left(\frac{1}{Re_i^{1.3748} \times \Delta\rho/\rho}\right)^{0.5} \qquad (6-20)$$

特拉文斯基(Trawinski)提出了一种与重力沉降直接类比的简单方法，所导出的公式为：

$$d_{ep} = \left(\frac{18\mu q_f}{g\Delta\rho\zeta}\right)^{0.5} \qquad (6-21)$$

式中 $q_f = Q/A_e$ 表示单位澄清面积的悬浮液流量，A_e 为有效澄清面积。ζ 表示水力旋流器中分离因数 F_r 的平均值。

特拉文斯基将布雷德利观测到的圆柱形“罩”面(停留时间

较长的区域)取作为有效澄清面积 $A_e = 2.5\pi D_c^2$，从而进一步将(6－21)式简化成：

$$d_{ep}/D_c = 22.83 \times 10^{-3}\left(\frac{\mu D_c}{Q\Delta\rho}\right)^{0.5} \qquad (6-22)$$

或

$$d_{ep}/D_c = 4.868 \times 10^{-2}\left[\frac{1}{Re_i(\Delta\rho/\rho)}\right]^{0.5} \qquad (6-23)$$

虽然在理论上可根据水力旋流器内的速度分布导出级效率曲线，但因液流的流型复杂和端口效应显著而难以进行可靠的预测。所以，许多研究者主张根据试验结果来给出级效率的经验公式。

布雷德利将吉冈(Yoshioka)和堀田(Hotta)等人的实验典线进行拟合，得到一个预测级效率$G(d/d_{ep})$的解析式：

$$G(d/d_{ep}) = 1 - \exp\left[-\left(\frac{d}{d_{ep}} - 0.115\right)^3\right] \qquad (6-24)$$

林奇(Lynch)等人做过与吉冈等人相类似的观测，并导出另一个解析式：

$$G(d/d_{ep}) = \frac{\exp(\alpha d/d_{ep}) - 1}{\exp(\alpha d/d_{ep}) + \exp\alpha - 2} \qquad (6-25)$$

式中，常数 α 与所用物料有关，例如，对石灰石悬浮液 $\alpha = 4.9$，二氧化硅 $\alpha = 2.5$，铜矿石 $\alpha = 2.0$。

图 6－5 表示取 $\alpha = 4.9$ 时的级效率曲线，不难看出它与(6－24)式所描绘的曲线很相似。

根据已有的实验结果表明，当颗粒浓度较低时，图 6－5 所描绘的级效率曲线形状是相当稳定的。

6－4 压 强 降

旋流器的压强降是一个重要的操作变量，通常仅考虑包括摩擦损失和离心压头损失在内的静压损失，而认为进料的动能与溢

流动能是相等的。

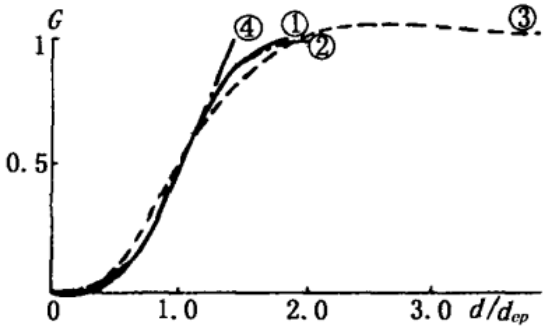


图 6-5　水力旋流器的级效率曲线($\alpha=4.9$)

①—式(6-24);②—式(6-25);③—Gerrard 的研究结果;④—无湍流扩散

布雷德利曾提出一个描述选定结构的水力旋流器压强降行为的关系式:

$$\Delta p = k_p \frac{Q^{2.35}}{D_c^{4.7}} \tag{6-26}$$

式中，k_p 取决于旋流器的构型以及 Q 和 D_c 所取的单位。

也有些研究者导出如下压强降的经验公式:

$$\Delta p = k_s \frac{Q^{3.26}}{D_c^{4.7}} \tag{6-27}$$

式中，常数 k_s 是体积浓度 C 的函数。当 $0.003 < C < 0.15$ 即 $0.3\% < C < 15\%$时，其表达式可写成

$$k_s = (4.76 - 0.451c)10^8(\mathrm{kg \cdot m^{-6.08} \cdot s^{1.26}})$$

对于 $n=0.64$ 的标准水力旋流器，一些研究者所给出的总压强(用米水柱表示)经验公式为:

$$\Delta h = \frac{\xi Q^2}{(D_i \times D_o)^{1.8}} \tag{6-28}$$

式中　Δh——总压头损失，m;

Q——进料量，$\mathrm{ls^{-1}}$;

D_i——入口的当量直径，m;

D_o——溢流管直径，m;

ξ——实验系数，其大小取决于旋流器锥角 θ 的大小，θ

$=20°$时 $\xi=4.6\times10^{-6}$；$\theta=30°$时 $\xi=6.0\times10^{-6}$。

造成压力损失最主要的原因是，旋流器内液流的旋转要产生离心力，流体具有粘性又在旋转，故要消耗能量；其次是，旋流器入口的扩大损失以及筒壁与旋液间的表面摩擦也要引起能量损失。可见，要想从理论上准确计算压力损失是非常困难的。但从工程应用的要求来说，又希望有一个简明的纯理论计算公式作为设计和操作的参考。一些研究者根据旋涡理论所导出的压差计算的纯理论公式如下：

$$\Delta h=\frac{v_i^2}{2gn}\left\{\left(\frac{D_c}{2r}\right)^{2n}-1\right\} \tag{6-29}$$

由上式不难看出，水力旋流器中的压力降随入口速度的平方而变化，并随旋流器圆柱段半径 $D_c/2$ 与任意半径 r 之比的 $2n$ 次方成正比。无论 n 值为正或负，Δh 永远为正值，r 越小时压差 Δh 越增大；当 r 继续再减小可使 r 处的压力变为负值。这一结果表明，在旋流器内轴心附近的压力可为负值，这就从理论上证明了水力旋流器内中心空气柱的存在。实际上，也可观察到水力旋流器从大气中吸入空气的现象，而且空气柱的形状由溢流管及底流口的尺寸综合决定。同时，空气柱的直径和形状也随压力的大小而改变。空气柱从内部限制了带有细粒的上升急流，故其存在对分级具有重要意义。

6-5 设计参数的合理选择

由前几节的公式不难看出，水力旋流器圆柱段直径 D_c 对分离效率和流量以及压强降关系式均有显著影响。可以肯定，D_c 是一个主要设计参数，其他性能参数和结构尺寸也都与它有关。下面将首先介绍确定 D_c 的一些方法。

在设计旋流器前，应先确定所用直径和数目，这些主要取决于所要求的流量和效率；在流量相同的情况下，使用多个并联运行的小直径水力旋流器，其效果通常比使用一个大旋流器要好。

通常是在给定 Δp 下按所需 Q 和 d_{ep} 进行设计，最简单的初步设计采用试差法，如下例所示。

例 6－2，一个在流量为 $5ls^{-1}(5\times10^{-3}m^3s^{-1})$、固相密度为 $3000kg\cdot m^{-3}$、固相体积浓度为 5% 的条件下操作的水力旋流器，可利用的操作压强为 1 个大气压($\approx10^5N\cdot m^{-2}$)，底流和溢流均排放到常压。试问：① 如何按产品说明书选择水力旋流器规格并计算边界粒度；② 如何设计实现最佳操作。

解：① 由于 $Q=5\times10^{-3}m^3s^{-1}=18m^3h^{-1}$，悬浮液密度

$$\rho_i = 0.95\times1000+0.05\times3000 = 1100\ kg\cdot m^{-3}$$

所以可利用的液体压头为

$$h=\frac{\Delta p}{\rho_i\times g}=\frac{10^5}{9.81\times1100}=9.27(m)$$

根据以上数据，即可按图 6－6 查找所应选取的 D_c 值。在此例中横坐标为 9.27 而纵坐标为 18，二者的交点恰好落在 $D_c=125mm$ 的区域。

② 关于水力旋流器的最佳操作条件，里特马曾给出一个联系 Q、Δp 和 D_c 的关系式：

$$Q=23.2kD_c^2\sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_i}} \qquad (6-30)$$

式中常数 k 与摩擦系数 λ、水力旋流器的有效直径 D 和长度 l 以及几何因子 ζ^* 相关联：

$$k=\sqrt{\frac{D}{\lambda L\zeta^*}}$$

这里的几何因子

$$\zeta^*=\frac{1}{3}(D_i/D_o+D_o/D_i+1)$$

对于最佳操作条件，几何因子 $\zeta^*=1.013$，$k=1.3$，因此可从(6－30)式反解出

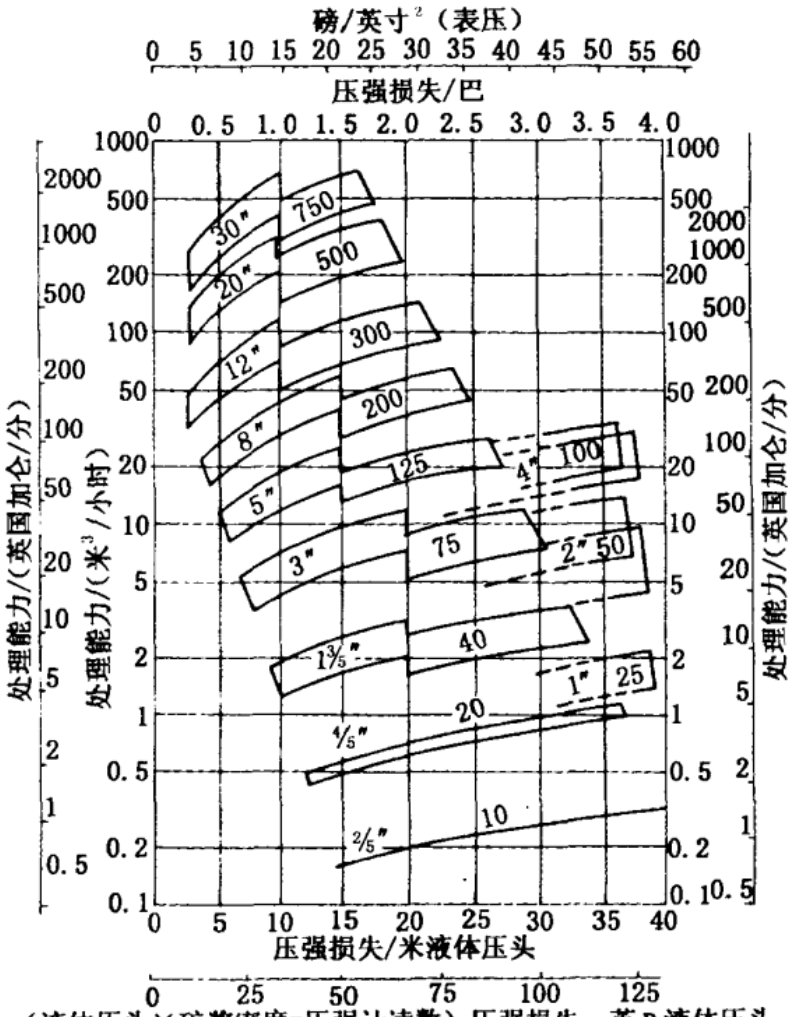


图 6-6　水力旋流器选择图(两种单位制)

$$D_c = \sqrt{\frac{Q}{23.2k\sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_i}}}}$$

$$= \sqrt{\frac{5000}{23.2\times 1.3\sqrt{\frac{1}{1.1}}}} = 13.2\ (\text{cm})$$

此值略大于①中所选取的 12.5cm，这说明 $D_c = 12.5$cm 的水力旋流器尚不能充分满足 $18 m^3 h^{-1}$的流量要求，故选用较大的直径更为合适。

至于边界粒度 d_{ep}，则可按上述已有公式进行计算。例如采用特拉文斯基公式(6－21)，可以求得：

$$d_{ep} = \sqrt{\left(\frac{18 \times 0.001}{9.81 \times 2000}\right)\left(\frac{0.0365}{281}\right)} = 10.9(\mu m)$$

当使用一个旋流器而所算得 d_{ep} 太大时，应该采用并联水力旋流器(此时每一个的流量为 Q/N，N 为并联个数)重新估算 D_c 值。例如，若上例中要求边界粒度 $d_{ep} = 8\mu m$，则应按并联形式重复进行计算，直至求得的 d_{ep} 接近 $8\mu m$ 为止。对此例的最终结果为 $N = 5$，$D_c = 5.9 \times 10^{-2}$ (m)。

至于水力旋流器其他尺寸的影响，经国内外有关文献的综述，可以归纳为以下一些最重要的设计准则。

(1) 关于进料口

它可以呈矩形或圆形。圆形结构简单，但现已发现长边平行于旋流器轴线的矩形进料口是非常令人满意的。进料口的顶部应该设计成与旋流器顶部相平，这样会消除可能引起进料短路的“死空间”(dead space)。

用于分离的水力旋流器的最佳进料口直径(或面积当量直径)为 $D_c/4$ 或 $D_c/7$，用于分级的则为 $D_c/7$。

(2) 最佳长度

一般地说，长的水力旋流器具有较大容量。用于分离的水力旋流器的最佳长度约为直径的 5 倍，亦即 $L/D_c = 5$，而用于分级的则为 $L/D_c = 2.5$。

(3) 锥体角的最佳范围

锥体部件的锥体角以 $\theta = 10° \sim 20°$ 为最佳。

(4) 最佳溢流管内径 D_o 和长度 l

用于分离的水力旋流器的最佳溢流管内径为 $D_o = D_c/3$，而用于分级时则为 $D_o = D_c/7$ 或 $D_c/5$。通常增加溢流管长度 l，可以提高分离粗颗粒的效率，但却会降低分离细颗粒的效率。l 的取值在 $0.33D_c \sim 0.4D_c$ 范围可得到最灵敏的分级效果。

在矿石加工中，一般采用一些具有不同直径和可更换的溢流管，或能置于其内的喷嘴。这些溢流管和喷嘴可以起到调节溢流的作用，从而可改变压力降与流量关系的特性。此外，改变溢流管尺寸也会使空气柱的直径发生变化。

(5) 底流与物料通量比 R_f

这个比值是直接由底流口尺寸控制的，一般不应固定此尺寸。为了保证旋流器在不同应用场合的适用性和最佳 R_f 值，实际使用的只是可更换的溢流喷嘴或连续可调的底流节流装置。

实践表明，水力旋流器内表面应磨光。在处理含有磨蚀性固体的悬浮液时，旋流器内表面应具有抗磨性能，可采用诸如钢、尼龙、陶瓷、聚氨酯和橡胶等作结构材料，也可用橡胶作内衬。

6-6 理论能力系数

在前一章已经说过，作为系统特征沉降速度的 $Q/\sum$ 项，对于沉降设备的类比(放大)设计至关重要。在旋流器的类比设计中也同样如此，在这里通常称 $\sum$ 为旋流器的理论能力系数(theoretical capacity factor)，它仅取决于设备的物理尺寸和转速，而与设备类型和特定体系无关。

在旋流器外区中滞留时间与供料的全速率有关，故在此区域中的 $\sum$ 表达式由下式给出：

$$\sum = k_c \pi a^2 v_i^2 D_c / g \tan^{1/2}\theta \qquad (6-31)$$

式中，a 表示入口速度 v_i 在旋流器中的有效成分，系数 k_c 取值范围为 0.2～0.7。

在旋流器的内区(溢流区)，向上的液流占优势，滞留时间与总供料的粒级成反比，因而有：

$$\sum\nolimits_0 = k_o \pi a^2 v_i^2 D_c / f_o g \tan^{1/2}\theta \qquad (6-32)$$

式中，$k_0 = 1.85$，$f_o = Q_o/Q$ 表示溢流量与供料液流量的比值；式(6-31)和(6-32)中的 a，对于理想的旋流器而言，可取 $a = 1.0$ 表

示一个理想化的纯理论值，在实际应用中按布雷德利的建议应取 $a=0.45$ 较为合宜。

至于旋流器的功率计算，鉴于旋流器所采用的唯一动力是供料泵(在排放中没有任何压力回收)，故其功率要求直接与压力降和物料通过量有关。布雷德利所建立的功率方程可表达为：

$$P_w = (a^2\rho_f v_i^2 Q/1100mg)[(D_c/D_o)^{2m} - 1] \quad (6-33)$$

式中 ρ_f 是平均供料密度，$m=0.8$，$a=0.45$。此外还应注意：这个方程仅计及旋流器两端的压力降，而不包括马达和泵的效率，这些是可变量，与水力旋流器本身无关。

6-7 盘式旋流器

盘式旋流器(disc cyclone)包括不可少的盘式离心机的盘堆，并由外部的驱动装置转动，外壳内部的形状大致与旋流器的形状相同，如图 6-7 所示。供料即可以从外壳壁切向输入，也可以更好地由盘的外侧输入。对于液-液分离时，可采用另一种方法供料即通过驱动轴输入，并由盘中的孔分配至盘堆，如同一般的盘式离心机那样。澄清相在盘中移动，并通过旋转连接或驱动轴上的轴环排出，而重相聚集物则通过旋流器底端排出。

在壁上的压力测量表明，角速度恒定的条件在盘堆内基本得到保证，这是由于进行了适当的调节，同时在各盘的外侧和外壳壁之间获得了接近自由的涡流。

该设备可应用于对原油的脱水，并能取得较好效果，例如在液-液-固分离中，在井口对原油脱水可达到大约 0.1% 底部沉淀物及水的效果。

在盘式旋流器中，由于被澄清的排出物必须通过以给定速度转动的盘堆，所以其溢流的 $\sum$ 值应与盘式离心机的 $\sum$ 值相同，即等于：

$$\sum_0 = 0.062n\pi\omega^2(r_2^3 - r_1^3)/g\tan\theta \quad (6-34)$$

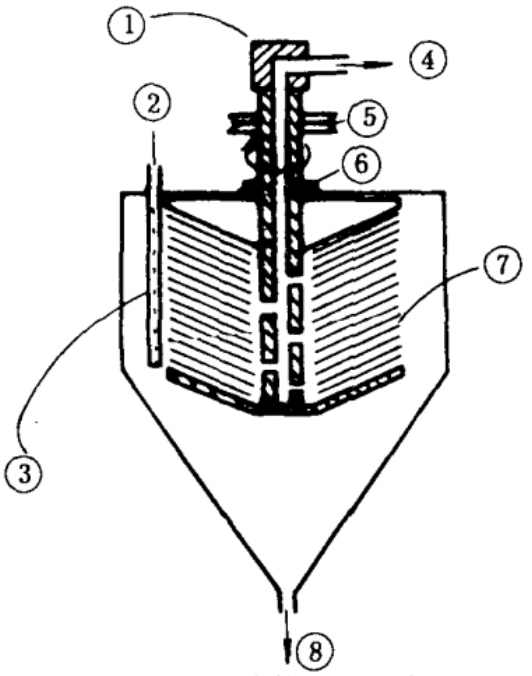


图 6-7　盘式旋流器示意图

①—旋转连接；②—供料；③—供料分配器；④—澄清相；
⑤—皮带轮；⑥—密封件；⑦—盘堆；⑧—重相

式中，n 为盘的间隙数目，ω 是角速度，r_2 和 r_1 分别表示盘的外半径和内半径，θ 为盘的全锥角之半。可见，Σ_0 与通过设备的流量无关，而只与盘堆的实际尺寸和转速有关。因此，Σ_0 也与溢流对底流的比和供料速率的变化无关。

该设备所需功率等于在盘堆边缘和端部的摩擦损耗。当供料是通过驱动轴输入，流出物是在轴或顶点流出时，在液体处理中仅有很小的附加摩擦损耗；在较大活动范围的情况下，装料需要泵送到超过此范围的离心机顶部，但当供的料向里移动到排出口时，此功率被盘堆或液体物质利用。于是，方程(6-35)写出了盘堆转动所需要的功率加上输入体系中的压力降和液体处理中的摩擦损耗所用的 10% 的系数：

$$p = 2.0 \times 10^{-6} \rho_H r_2^4 \omega^3 (\mu_H^{0.2} + 53L)/g \qquad (6-35)$$

式中，ρ_H 是重相液体的密度，r_2 是盘的外径，μ_H 是重相液体的粘度，L 是盘堆的长度。

第七章　相似理论与类比设计

为了解决流体机械(泵、压缩机、离心机)设计中的大型化和系列化问题，工程上常借助于量纲分析法与相似理论(又称类比设计)。这种方法，最早应用于流体力学、传热学和流变学。在离心机类比放大设计中的所谓“一致性”和“等价性”条件(Uniformity and Equivalence Conditions)，以及安布勒(Ambler)提出来的西格马概念($\sum$ - Concept)，都属于相似理论的研究范围。

正确地运用相似理论，将会对设计工作者提供如下的可能性：

① 用模型或小型机台对物理现象(例如固液分离等)进行实验研究，并对个别的实验结果作出广泛的推广；

② 从复杂的(两相)流动微分方程中诱导出简单的经验公式或半经验公式；

③ 将一个具体的固液分离过程中获得的定量关系式，推广到所有相似机台中去，这就可以从性能良好的典型机台进行类比放大，以解决机台的系列化问题，而不必过多地重复实验工作。

目前，普遍采用的相似论研究方法有两种：一种是根据物理现象的数学模型(基本微分方程组)运用相似变换导出现象的相似准则；第二种是量纲分析法，它对于数学物理方程尚未建立的那些复杂现象，虽然不一定能给出非常肯定的精确结论，但却是目前处理这类问题唯一可行的方法。

7-1　量纲分析法简介

7-1-1　单位制和量纲

常用的单位制有绝对单位制和工程单位制两种。绝对单位制

用 c、g、s 表示，即厘米、克、秒制。在这一单位制中，取作为基本单位的三个量是质量(M)、长度(L)和时间(T)。这样，任何一个力学量的量纲都可以表示为它们的幂次关系。例如，力 F 的量纲可记为：

$$[F] = MLT^{-2}$$

其中 M、L 和 T 的幂指数 1、1 和 -2 称为量纲指数(因次)。一般地说，任何一个力学量在绝对单位制里的量纲总可以写成 $M^aL^bT^c$。对于工程单位制，取为基本单位的三个量则是力(F)、长度(L)和时间(T)，一般用 m、kg、s 即米、公斤、秒表示工程单位制。同样道理，任何一个物理量在工程单位制中的量纲也可以写成 $F^\alpha L^\beta T^\gamma$ 的形式。例如质量 m，它在绝对制中是基本单位，量纲为 $[\mathrm{m}] = ML^0T^0$，量纲指数为(1,0,0)；但在工程制中却是导出单位，等于力的量纲与加速度量纲的比，即有：

$$[m] = \frac{[F]}{[W]} = FL^{-1}T^2$$

可见其因次应为(1, -1,2)。为了在使用中查阅方便，我们将常用力学量的量纲列表如下（表 7-1）供参考。

表 7-1 常用力学量纲表

物理量	$M^aL^bT^c$			$F^\alpha L^\beta T^\gamma$		
	a	b	c	α	β	γ
力	1	1	-2	1	0	0
质量	1	0	0	1	-1	2
速度	0	1	-1	0	1	-1
转速、频率	0	0	-1	0	0	-1
加速度	0	1	-2	0	1	-2
压强、应力	1	-1	-2	1	-2	0
密度	1	-3	0	1	-4	2
比容	-1	3	0	-1	4	-2
弹性模量	1	-1	-2	1	-2	0
功和能	1	2	-2	1	1	0
功率	1	2	-3	1	1	-1

续表

物 理 量	$M^aL^bT^c$			$F^\alpha L^\beta T^\gamma$		
	a	b	c	α	β	γ
动力粘度	1	-1	-1	1	-2	1
运动粘度	0	2	-1	0	2	-1
体积流率	0	3	-1	0	3	-1
质量流率	1	0	-1	1	-1	1
角动量	1	2	-1	1	1	1
动 量	1	1	-1	1	0	1
转动惯量	1	2	0	1	1	2
表面张力	1	0	-2	1	-1	0
扭矩、力偶	1	2	-2	1	1	0
冲 量	1	1	-1	1	0	1
静面矩	0	3	0	0	3	0

对于热力学的基本单位制，应当增加一个温度 θ。因此，任何一个热力学量的量纲都可以表示成 $M^aL^bT^c\theta^d$。表 7-2 为常用热学量纲表。

表 7-2 热力学量纲

物 理 量	$M^aL^bT^c\theta^d$			
	a	b	c	d
导温系数	0	2	-1	0
导热系数	1	1	-3	-1
放热系数	1	0	-3	-1
潜 热	0	2	-2	0
热 量	1	2	-2	0
焓	1	2	-2	0
熵	1	2	-2	-1
比热	0	2	-2	-1

7-1-2 量纲齐次性原理和 π 定理

由于任何物理现象都与单位制的取法无关，因此，为了能使一个物理方程在任何单位制中给出相同的最后结果，方程两边所

有各项必须具有相同的量纲。这就是著名的量纲齐次性原理。例如，我们可以从 N－S 方程(参见第五章)清楚地看到，方程两边的每一项都具有相同的量纲，例如，在工程制中它们的量纲都能表示成 $F^0L^1T^{-2}$。因为

$$\left[\frac{\partial u}{\partial t}\right] = \frac{[u]}{[t]} = \frac{F^0L^1T^{-1}}{F^0L^0T} = F^0L^1T^{-2}$$

$$\left[u\frac{\partial u}{\partial x}\right] = \frac{[u][u]}{[x]} = \frac{F^0L^2T^{-2}}{L^1} = F^0L^1T^{-2}$$

同样，

$$\left[\frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial x}\right] = \left[\frac{1}{\rho}\frac{\partial \tau}{\partial y}\right] = [g] = F^0L^1T^{-2}$$

一般地说，可以选取一个物理现象中的任意三个量纲独立的特征量 a_1, a_2, a_3 作为新的单位制；那么参与这一物理现象的任一物理量 A，在这个新单位制里将具有新的量纲表达形式：

$$[A] = a_1{}^x a_2{}^y a_3{}^z \tag{7-1}$$

这样，便可以将物理量 A 化为一个无量纲数，记以 π：

$$\pi = \frac{A}{a_1{}^x a_2{}^y a_3{}^z} \tag{7-2}$$

在这里要强调指出，所谓 a_1, a_2, a_3 量纲独立，即指关系式

$$[a_1{}^x][a_2{}^y][a_3{}^z] = 1 \tag{7-3}$$

不存在非零解。显然，这个条件可以用这三个量的量纲指数所组成的行列式不等于零来表达：

$$\begin{vmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ a_{31} & a_{32} & a_{33} \end{vmatrix} \neq 0 \tag{7-4}$$

式中，$a_{i1}, a_{i2}, a_{i3}(i = 1,2,3)$ 表示 a_i 的因次。

下面就来说明，用无量纲变数描述物理现象要比用有量纲变数优越得多。

白金汉(Buckingham)在1914年提出了著名的 π 定理(Pi－theorem)，叙述如下。

设有量纲变数的函数关系

$$A = f(a_1, a_2, \cdots a_n) \tag{7-5}$$

代表一个物理现象；那么，若将其中三个量纲独立的特征量，例如 a_1，a_2，a_3取为基本单位，则(7－5)式便可按照(7－2)的形式化为无量纲变数的方程(通常称为准则方程)：

$$\pi = \phi(\pi_1, \pi_2, \cdots \pi_{n-3}) \tag{7-6}$$

比较函数关系(7－5)和(7－6)式，可以清楚地看出，用无量纲变数描述物理现象可以减少问题中的变量；一般来说，如果参与物理现象的特征量共有 n 个，而量纲独立的特征量有 r 个，那么只需$(n-r)$个无量纲变数就能完全刻划这一物理现象。

同样，对于两个相似的物理现象来说，其准则方程中相应的准数必须保持不变，即有

$$\pi = \pi', \pi_1 = \pi'_1, \pi_2 = \pi'_2 \cdots \tag{7-7}$$

7－1－3　实例分析

【例7－1】　光滑圆管中的粘性流动

该问题要确定：在长度为 l，直径为 d 的圆管内通过动力粘度为μ 的液体时，压力降落 Δp 与单位时间内的流量(体积流率)之间的关系。假如不再存在会影响压力降的其它量，则可以写成

$$\frac{\Delta p}{l} = f(Q, d, \mu) \tag{7-8}$$

利用判别式(7－4)可知 Q、d、μ 三者量纲独立，故可选作新的基本单位，这时$\frac{\Delta p}{l}$将具有新量纲，形如

$$\left[\frac{\Delta p}{l}\right] = Q^x d^y \mu^z \tag{7-9}$$

于是，根据 π 定理，就可以将(7－8)式写成无量纲形式：

$$\frac{\Delta p}{l} = Q^x d^y \mu^z \phi(1,1,1) \qquad (7-10)$$

式中 ϕ（1，1，1）表示待定常数，需要通过实验才能加以确定。由此看来，问题的关键在于确定 x，y，z 的数值。

我们只需用待定系数法就能解决这个问题。为此，再从原有的工程单位制下，比较等式(7－9)两边的量纲。

据表 5.1 可知

$$\left[\frac{\Delta p}{l}\right] = FL^{-3}T^0$$

$$[Q] = F^0L^3T^{-1}$$

$$[d] = F^0LT^0$$

$$[\mu] = FL^{-2}T$$

将它们代入(7－9)式后，即有

$$FL^{-3}T^0 = (L^{3x}T^{-x})(L^y)(F^zL^{-2z}T^z)$$

$$= F^zL^{3x+y-2z}T^{z-x}$$

从而有线性方程组：

$$\begin{cases} z = 1 \\ 3x + y - 2z = -3 \\ -x + z = 0 \end{cases} \qquad (7-11)$$

从中解得 $x = z = 1$，$y = -4$；于是，无量纲方程(7－10)便可写成：

$$\frac{\Delta p}{l} = \phi Q \mu d^{-4}$$

或改写为

$$Q = \frac{1}{\phi}\frac{\Delta p d^4}{l\mu}$$

对于圆管，实验常数 $\frac{1}{\phi} \approx 0.0247$，因此有

$$Q = 0.0247\frac{\Delta p d^4}{l\mu} \qquad (7-12)$$

这个公式为测定某些物料粘度提供了重要的理论依据。该式跟哈根—泊肃叶(Hagen – Poiseuille)从 N – S 方程推导出来的解析解[见(5 – 20)式]

$$Q = \frac{\pi}{128}\frac{\Delta p d^4}{l\mu} \tag{7-13}$$

是何等相似！由此可见，π 定理对于模型实验将起重要的指导作用。

【例 7 – 2】 斯托克斯公式——小球在粘性液体中自由下落的规律。在下面这个问题中，因为精确的理论处理存在着极大的数学困难，量纲分析的应用是有实际帮助的。此问题如下：假如一个小球在粘性液体中自由下落，它的速度起初被加速；但是，由于液体的粘滞阻力随速度的增加而增加，小球的速度最后达到一个确定的数值。为了确定这一值，设小球半径为 R，ρ_1 及 ρ_2 分别表示球与介质的密度，μ 为液体的粘度，g 表示重力加速度，则小球的极限速度 v_m 可写为

$$v_m = f(R,(\rho_1 - \rho_2)g,\mu)$$

因为 R，$(\rho_1 - \rho_2)g$ 及 μ 三者的因次所组成的行列式(在 *MLT* 制下)

$$\Delta = \begin{vmatrix} 0 & 1 & 0 \\ 1 & -2 & -2 \\ 1 & -1 & -1 \end{vmatrix} = -1(\neq 0)$$

故可选作新单位制，并设

$$\begin{aligned}[v_m] &= R^x[(\rho_1 - \rho_2)g]^y[\mu]^z \\ &= M^{y+z}L^{x-2y-z}T^{-2y-z}\end{aligned}$$

用待定系数法不难推得：

$$x = 2, y = 1, z = -1$$

于是有

$$v_m = \phi(1,1,1)R^2(\rho_1 - \rho_2)g/\mu$$

斯托克斯测定常数 $\phi = \frac{2}{9}$，故有

$$v_m = \frac{(\rho_1 - \rho_2)gd^2}{18\mu}$$

式中 $d = 2R$ 为小球的粒径，此即第五章沉降理论中的 Stokes 公式(5－5)，可用来计算重力沉降速度。

【例 7－3】 水力旋流器中的边界粒度 d_{ep} 的计算。在第六章水力旋流器中的公式 (6－13)，实际上就是采用量纲分析法导出的。

假定边界粒度 d_{ep} 仅与水力旋流器直径 D_c、液体粘度 μ、液体密度 ρ、固液两相密度差 $\Delta\rho$ $(\rho_1 - \rho_2)$ 以及悬浮液流量 Q 有关，即有

$$d_{ep} = f(D_c, \mu, \rho, \Delta\rho, Q) \qquad (7-14)$$

由于等式右端的前三个量 D_c、μ、ρ 的因次行列式(在工程单位制中)

$$\Delta = \begin{vmatrix} 0 & 1 & 0 \\ 1 & -2 & 1 \\ 1 & -4 & 2 \end{vmatrix} = -1 \neq 0$$

故可将它们选作新单位制。在这个新单位制下，d_{ep}、$\Delta\rho$ 以及 Q 可以采用与前相同的待定系数法无量纲化为以下三个数组：

$$\frac{d_{ep}}{\mu^{a_1}\rho^{b_1}D_c^{c_1}} \quad (\text{式中 } a_1 = b_1 = 0, c_1 = 1)$$

$$\frac{\Delta\rho}{\mu^{a_2}\rho^{b_2}D_c^{c_2}} \quad (\text{式中 } a_2 = c_2 = 0, b_2 = 1)$$

$$\frac{Q}{\mu^{a_3}\rho^{b_3}D_c^{c_3}} \quad (\text{式中 } a_3 = c_3 = 1, b_3 = -1)$$

于是，有量纲的函数关系式(7－14)即可变为无量纲函数式：

$$\frac{d_{ep}}{D_c} = f\left(\frac{Q\rho}{D_c\mu}, \frac{\Delta\rho}{\rho}\right)$$

若引入进料口雷诺数 $Re_i = \frac{\nabla \rho D_i}{\mu} = \frac{4Q\rho}{\pi D_i \mu}$，上式又可改写成如下形式

$$\frac{d_{ep}}{D_c} = f(Re_i, \frac{\Delta\rho}{\rho})$$

这就是公式(6－13)。

7－2 相似准则

在固液分离过程中，流场的相似判据相当复杂。一般地说，不仅要求两个过程(一个是模型，一个是原型)满足几何相似，还必须同时满足运动相似(速度场的几何相似)、动力相似(力场的几何相似)、时间相似(谐时性)以及流变状态方程的相似(包括弥散相的相似)。但在实际上，这样苛刻的条件往往很难满足，此时可以进行适当修正；例如，可以不要求两相流的严格相似。

为了推得连续相的相似准则，可以采用相似变换(因为该过程已有数学模型)的方法来研究。以一维情形为例，设原型的量满足：

$$\frac{\partial u}{\partial t} + u\frac{\partial u}{\partial x} = -\frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{1}{\rho}\frac{\partial \tau}{\partial y} + g \qquad (7-15)$$

以及刻划流场的流变行为的状态方程

$$\tau + T\frac{\partial \tau}{\partial t} = \mu\frac{\partial u}{\partial y} \qquad (7-16)$$

显然，模型上的对应物理量(一律加上标“′”)，应满足以下方程

$$\frac{\partial u'}{\partial t'} + u'\frac{\partial u'}{\partial x'} = -\frac{1}{\rho'}\left(\frac{\partial p'}{\partial x'}\right) + \frac{1}{\rho'}\left(\frac{\partial \tau'}{\partial y'}\right) + g' \qquad (7-17)$$

$$\tau' + T' \frac{\partial \tau'}{\partial t'} = \mu' \frac{\partial u'}{\partial y'} \tag{7-18}$$

今作如下形式的相似变换：

$$\begin{cases} u = M_u u' \\ p = M_p p' \\ \tau = M_\tau \tau' \\ \rho = M_\rho \rho' \\ g = M_g g' \\ \mu = M_\mu \mu' \\ T = M_T T' \\ t = M_t t' \\ x = M_l x' \\ y = M_l y' \end{cases} \tag{7-19}$$

将上式代入(7-15)和(7-16)经整理后便有

$$\left(\frac{M_u}{M_t}\right)\frac{\partial u'}{\partial t'} + \left(\frac{M_u^2}{M_l}\right)u' \frac{\partial u'}{\partial x'} = -\left(\frac{M_p}{M_\rho M_l}\right)\frac{1}{\rho'}\frac{\partial p'}{\partial x'} + \left(\frac{M_\tau}{M_\rho M_l}\right)\frac{1}{\rho'}\frac{\partial \tau'}{\partial y'} + M_g g' \tag{7-20}$$

$$(M_\tau)\tau' + \left(\frac{M_\tau M_T}{M_t}\right)T' \frac{\partial \tau'}{\partial t'} = \left(\frac{M_\mu M_u}{M_l}\right)\mu' \frac{\partial u'}{\partial y'} \tag{7-21}$$

很显然，在作相似变换(7-19)时，为了保持基本微分方程(7-15)、(7-16)的不变性，即物理相似的充分必要条件，则方程(7-20)、(7-21)各项的系数必须彼此相等，即有：

$$\frac{M_u}{M_t} = \frac{M_u^2}{M_l} = \frac{M_P}{M_\rho M_l} = \frac{M_\tau}{M_\rho M_l} = M_g,$$

$$M_\tau = \frac{M_\tau M_T}{M_t} = \frac{M_\mu M_u}{M_l}$$

从这些系数相等的关系式出发，我们不难推得以下诸关系：

$$M_T = M_t$$

$$M_p = M_\tau$$

$$\frac{M_\rho M_u M_l}{M_\mu} = M\left(\frac{\rho u l}{\mu}\right) = 1 \qquad (7-22)$$

$$\frac{M_p}{M_\rho M_u^2} = M\left(\frac{p}{\rho u^2}\right) = 1 \qquad (7-23)$$

$$\frac{M_u M_t}{M_l} = M\left(\frac{ut}{l}\right) = 1 \qquad (7-24)$$

$$\frac{M_u^2}{M_g M_l} = M\left(\frac{u^2}{gl}\right) = 1 \qquad (7-25)$$

$$\frac{M_u M_t}{M_l} = M\left(\frac{uT}{l}\right) = 1 \qquad (7-26)$$

由此可见，对于两种物料运动，如果它们保持流体动力相似同时又具备流变学相似，至少下列无量纲相似准数必须保持不变。它们是：

$$\text{雷诺数} \quad Re = \frac{\rho u l}{\mu} = \frac{\text{惯性力}}{\text{粘性力}}$$

$$\text{欧拉数} \quad E_u = \frac{p}{\rho u^2} = \frac{\text{流动压力}}{\text{惯性力}}$$

斯特罗哈尔数 $S_t = \frac{ut}{l}$ 它是一个描述不稳定流动的相似判据。

弗鲁德数 $F_r = \frac{u^2}{gl} = \frac{\text{惯性力}}{\text{重力}}$，在离心力场中，这个数称为分离因数，它等于 $\frac{\omega^2 R}{g}$。

$$\text{伟森伯数} \quad W_s = \frac{uT}{l} = \frac{\text{弹性剪应力}}{\text{粘性剪应力}}$$

7-3 在固液分离中的应用

1969年，H.Bohman 和 J.Murkes 两人在《Chemical and Process Engineering》7月号上载文“Centrifuges - Uniformity and Equivalence

Conditions”讨论了离心机的类比准则。该文对“均一性条件”(Uniformity)和“等价性条件”(Equivalence)的异同提出了中肯的分析。

作者认为，“均一性”和“等价性”之间存在着某种特殊的不相容性。产生的原因在于类比法则的理论分析中的某些不切实际的要求，例如，既要求流场相似，又要求弥散相(不连续颗粒)的相似。所以，只有当颗粒放大条件得以满足的条件下，“均一性”和“等价性”才能趋于一致。

理论分析

考虑两个尺寸不同但几何相似的机台，有关的各种对应量分别以 1 和 2 作为下标。设 D 为管径(也可以是其它特征长)。Q 为体积流量，ω 为旋转角速度，则“均一性”条件可写成：

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\nu_1}{\nu_2}\left(\frac{D_1}{D_2}\right) \tag{7-27}$$

由于在圆管流动中

$$U \propto \frac{Q}{D^2}$$

亦即

$$Q \propto D^2 U \propto D^3 \omega$$

故有：

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\omega_1}{\omega_2}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^3 \tag{7-28}$$

至于(7-27)式，可以认为是“雷诺数保持不变”条件的一个推论。因为，从

$$\frac{U_1 D_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{U_2 D_2 \rho_2}{\mu_2}$$

可以推得

$$\frac{U_1}{U_2} = \left(\frac{D_2}{D_1}\right)\frac{\nu_1}{\nu_2}$$

而

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{U_1 D_1^2}{U_2 D_2^2} = \left(\frac{D_2}{D_1}\right)\frac{\nu_1}{\nu_2}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2 = \frac{\nu_1}{\nu_2}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)$$

对于空转鼓(圆筒形)，没有颗粒的液体，条件(7－27)、(7－28)无疑是满足的。但对于碟片式离心机的盘状通道或液体中存在不连续相的情形，上面的两个条件均须作适当修正。

设盘状通道(见图 5－8)的间隙为 a，半锥角为 θ，通道个数为 n，则可得补充条件：

$$\frac{a_1}{a_2} = \frac{L_1}{L_2} \qquad \begin{matrix}(L\text{ 为某特征长})\\ \text{例如取作盘径}\end{matrix} \tag{7-29}$$

$$\theta_1 = \theta_2 \tag{7-30}$$

此时，(7－27)和(7－28)应分别修正为：

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\nu_1}{\nu_2}\left(\frac{L_1}{L_2}\right)\frac{n_1}{n_2} \tag{7-31}$$

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\omega_1}{\omega_2}\left(\frac{L_1}{L_2}\right)^3\frac{n_1}{n_2} \tag{7-32}$$

这些条件实际上反映了盘状通道的几何“均一性”，但在实际操作中难以接受。

Goldin 认为，为了让实际操作应用能够接受，碟片间距可以不满足相似条件(7－29)式，他提出一个称为“分离机的雷诺数”来确定盘状通道间流动的速度分布型：

$$R_{ec} = a\left(\frac{\omega\sin\theta}{\nu}\right)^{0.5} = \text{常数} \tag{7-33}$$

若令颗粒的粒径为 d，密度为 ρ_p；液体密度为 ρ_v，则此时必须考虑到不连续相，故应将条件(7－27)和(7－28)完善化：

$$\frac{(\rho_p)_1}{(\rho_p)_2} = \frac{(\rho_v)_1}{(\rho_v)_2} \tag{7-34}$$

$$\frac{d_1}{d_2} = \frac{L_1}{L_2} \tag{7-35}$$

在实际中，(7－34)式总是满足的。对于所比较的两个机台来说，液体相同，不连续相也是相同的，因而(7－34)式并不具有任何有实际意义的约束。相反的倒是，(7－35)式在实际中却是很难满足的，因为通常两相似机台总是处理同一种液体和同一种悬乳物。

对于在离心力场作用下颗粒通过不同流体的放大问题(试验用管式离心机)，则类比条件(7－27)应换成(用颗粒停留时间 T 代替流量)：

$$T = \frac{V}{Q} \qquad (V \text{ 为有效容积})$$

$$\frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{V_1}{V_2}\right)\left(\frac{Q_2}{Q_1}\right) = \frac{\pi D_1^3}{\pi D_2^3}\left(\frac{Q_2}{Q_1}\right)$$

$$= \frac{\nu_2}{\nu_1}\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2 \qquad (7-36)$$

式中(7－28)应换成

$$\frac{T_1}{T_2} = \frac{\omega_2}{\omega_1} \qquad (7-37)$$

在第五章中曾提出一个用于碟片离心机的相似放大的新概念$\sum$，称为当量沉降面积(Equivalent Settling area)：

$$Q = Vg \cdot \sum \qquad (7-38)$$

式中 $Vg = \frac{\Delta\rho d^2}{18\mu}g$ 为重力沉降速度

$$\sum = \frac{2\pi}{3g}\omega^2 n\cot\theta(r_2^3 - r_1^3) \qquad (7-39)$$

$$\Delta\rho = \rho_p - \rho_v$$

r_2，r_1——分别表示锥盘的外半径和内半径

由此可见，两台不同尺寸的碟片式离心机，处理相同的悬浮液时，因子 Vg 应是常数，故有

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\sum_1}{\sum_2} \tag{7-40}$$

若上式得以满足，我们便可得到包括相同粒径(d)和相同浓度(α)的颗粒的两种溢流条件：

$$\alpha = \alpha_0\left(\frac{1}{1+b}\right)\left(\frac{Q}{\sum S_0}\right)^b \tag{7-41}$$

式中 α_0——进料浓度；

b, S_0——与粒度分布有关的常数。

由该式可知，只要$\frac{Q}{\sum}$保持常数，将得到相同的溢流浓度 α。

综上可知，方程(7-40)可以作为“等价性”条件，它表明“等价性”条件与“均一性”条件所能吻合到如何程度。显然，可以说至少在一方面两者是有矛盾的：“均一性”条件要求不连续相按(7-35)式类比放大，而不是按(7-38)的条件。

对于相同的半锥角 θ，由(7-38)和(7-39)式可知

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\omega_1^2}{\omega_2^2}\left(\frac{L_1}{L_2}\right)^3 \frac{n_1}{n_2} \tag{7-42}$$

若令 $L \equiv r_2$ 及忽略 $r_1 \ll r_2$，这一条件可以跟(7-32)式相比较(在那里角速度的幂次为1次而不是2次)。

如果类比放大粒度的方程(7-35)得以满足，当溢流浓度保持不变的条件

$$\frac{\Delta\rho_1}{\mu_1} = \frac{\Delta\rho_2}{\mu_2}$$

两机台的产量比将是：

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \left(\frac{\omega_1}{\omega_2}\right)^2\left(\frac{L_1}{L_2}\right)^5 \frac{n_1}{n_2} \tag{7-43}$$

第八章　粒状滤料过滤装置

过滤是使水中悬浮杂质被滤料截留，使水得到澄清的工艺过程。粒状过滤装置的类型很多。它可以根据过滤时的压力、滤速、滤料层的配置和水流流向等来分类。按过滤压力可分为无压力式(即重力式)和压力式两种；按滤速可分为慢滤和快滤装置；按滤料层的组成可分为单层、多层过滤装置；按水流方向可分为单流、双流、上向流等过滤装置。

8－1　粒状介质过滤机理

早期的粒状介质过滤装置多属慢滤过滤。在这种装置内放置很细的砂粒作为过滤介质，过滤速度很慢，一般为0.1～0.3m/h(按滤层截面计算)。慢滤装置的过滤作用是利用藻类和原生动物在细砂粒表面繁殖形成一层粘膜，当水通过此粘膜时，水中绝大部分悬浮物被截留，当此种过滤装置工作1～3个月后，滤层可能因被截留杂质堵塞而不能运行。此时过滤装置应停运，清除表面滤层中的污物。其方法通常是将表面2～3cm的细砂层挖出，然后重新投运。但此时因粘膜随表层细砂一起被挖出，故投运后，要在重新形成粘膜后，才能获得优质的出水。当砂层经多次挖出，整个滤层减薄到一定高度时，便需要补充新的砂层。慢滤装置由于生产率低，现已很少使用。

目前，水处理用的过滤装置多为快滤装置，其中以砂粒为滤料的过滤装置最为普遍。现就粒状单层快滤装置(简称砂滤池)的过滤机理作一简述。

砂滤池内一般装有粒径0.5～1.2mm的砂粒，层高70cm左右，经水反洗后，由于水力筛分作用，砂粒会按其颗粒大小顺序

排列，粒径小的在上，粒径大的在下。工作时，水自上而下通过滤层，水中悬浮杂质被滤层截留，水得以澄清。多年的研究表明，悬浮杂质被截留的主要原因是悬浮颗粒与滤料颗粒之间存在粘附作用，而不是早期所认为的机械筛滤作用，这可用以下事实加以证实。设滤层的最细颗粒粒径为0.5mm，则滤料颗粒之间的孔隙大约为80μm。而进入此滤池的悬浮颗粒(经混凝处理)粒径虽然大部分小于30μm，却仍然能被此滤料层所截留，而且在滤层深处滤料颗粒较大的部位也能被截留(虽然其截留的量相对过滤层上层要少些)。现在对于过滤过程的认识如下:当水经过滤层时，被水流挟带的悬浮颗粒在某些物理因素作用下会脱离水流流线，向滤料表面靠近，由于悬浮颗粒与滤料颗粒之间的粘附作用，悬浮颗粒粘附在滤料表面，但滤料颗粒和被截留的悬浮颗粒间的粘合程度并不十分牢固，因此在水力作用下，一部分已粘着的悬浮颗粒会从滤料表面剥落下来，被水流带入下一层滤料，并重新被截留。由此可知，过滤机理涉及到两个过程，首先是水中悬浮颗粒向滤料颗粒表面输送的过程，其次是靠近滤料颗粒表面的悬浮颗粒由于某些力的作用而发生粘附的过程。现就悬浮颗粒的输送过程简述如下:水流过滤层时，滤层孔隙中的水流一般处于层流状态，且存在一个速度梯度，即从滤料颗粒表面滤速接近于零到孔隙中心滤速达到最大值。随水流一起流动的悬浮颗粒，之所以能脱离水流流线向滤料颗粒表面靠近，是由于某些物理因素的作用。这些物理因素有拦截、惯性、分散、沉降和流体动力作用等。

① 拦截作用。当水流通过滤层时，水流呈层流状态，能绕过滤料颗粒流动，接着又在颗粒后面汇合。在任何地方，当水流中的悬浮颗粒随水流绕过滤料颗粒时，如果悬浮颗粒粒径 d_1 较大，且它的中心和滤料颗粒中心 d_2 中心之间和距离小于它们的碰撞直径，即$(d_1 + d_2)/2$，流线中的悬浮颗粒就会直接碰到滤料颗粒产生拦截作用。因此拦截作用的几率与颗粒直径比 d_1/d_2 有

关。悬浮颗粒直径大，则拦截作用的几率就大。

② 惯性作用。如水中悬浮颗粒密度大于水的密度，则当水流绕过滤料颗粒时，水中悬浮颗粒由于惯性作用会脱离流线而被抛到滤料颗料表面。惯性作用所产生的输送作用与悬浮颗粒的大小以及水流通过孔隙的速度有关。

③ 扩散作用。粒径等于和小于1mm的悬浮颗粒会受布朗运动的影响而作无规则的扩散运动。故这种悬浮颗粒的运动轨迹与水流流线不一致，有可能扩散到滤料颗粒的表面。

④ 沉降作用。直径大于2～100mm的悬浮颗粒，在重力作用下脱离流线产生沉降。从而沉积在滤料颗粒的表面。

⑤ 流体动力作用。由于滤料颗粒周围的水流有速度梯度，因此悬浮颗粒将受到使它脱离流线的水动力的影响。在速度梯度作用下，悬浮颗粒转动而脱离流线，被抛到滤料颗粒的表面。

由上述分析可知，水通过滤层时，悬浮颗粒因不同的作用力而输向滤料颗粒表面，但目前尚无法定量估算各种作用的程度。在实际过滤过程中，由于进入滤层的水中具有大小不同的悬浮颗粒，加之上述各种作用受不少因素(温度、形状、速度等)的影响，因此可能同时存在几种作用，也可能只有某些作用。例如，经混凝处理后，水中悬浮颗粒的尺寸一般都较大，扩散作用就显得无足轻重。

一旦悬浮颗粒靠近滤料颗粒，它就会在范德华引力、静电力以及某些特殊化学吸附力作用下粘附到滤料颗粒的表面上或粘附在原来已粘附的悬浮颗粒上。因此，粘附作用主要与滤料和悬浮颗粒的表面物理化学性质有关。经混凝处理后，水中的悬浮颗粒被滤料截留的可能性高于未经混凝处理的，原因就在于这两种颗粒的表面性质有差异，脱稳的悬浮颗粒较易被粘着。

在粘附过程的同时，已粘附的悬浮颗粒会在水流剪切力作用下剥落，重新进入水中，因此过滤效果取决于粘附力和水流剪切力的相对大小。只要悬浮颗粒与滤料颗粒间的粘附强度大小悬浮

颗粒从滤料表面的剥落强度，滤层内水的过滤就是以进行。在过滤初期，由于滤料间孔隙较大，水的流速较小，剪切力也较小，此时粘附强度大于剥落强度。随着悬浮颗粒在滤层内的积累，滤料间的孔隙减小，水流速度增大，水流剪切力相应增大，悬浮颗粒的剥落强度也增大，这会导致上层滤料出水中悬浮颗粒浓度增大，于是过滤过程推向下层，下层滤料的截留作用得以逐次发挥。过滤的这种动力过程如图 8－1 所示。图中各条曲线展示了悬浮颗粒浓度沿滤层高度变化的情况。每一条曲线对应于不同的时刻，且 $t_1 < t_2 < t_3 < t_4$。曲线 t_1 表示过滤初期，悬浮颗粒由于粘附作用被滤料颗粒截留而形成浓度沿滤层高度变化的情况。此时的过滤澄清过程主要在滤层的某一高度 x_0 内进行。在时刻 t_1 之前，在 $L - x_0$ 的滤层高度内，悬浮颗粒浓度变化甚小，甚至完全不变。形成上述曲线形状的原因在于处理水中悬浮颗粒具有不同的粘附能力。大部分能粘着的悬浮颗粒在不同层内被截留，而水中有一小部分十分稳定的颗粒，它们很难或完全不可能在滤层 $L - x_0$ 中被截留。因此，水的过滤效果就取决于水中这种十分稳定颗粒的浓度。

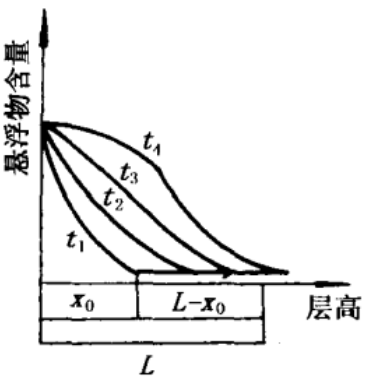


图 8－1　过滤动力过程示意

随着过滤时间的延伸，水中悬浮颗粒沿滤层高度的变化如图中 t_2、t_3、t_4 等曲线所示。这些曲线表明，随着过滤的进展，表层的过滤作用减弱，下层滤料的过滤作用增大。但由于下层滤料颗粒大于上层，截留水中悬浮颗粒所需的滤层高度增大。当整个滤层已无法保证过滤效果时，出水中悬浮颗粒浓度就开始增大，于是过滤过程就应停止。

出水悬浮颗粒浓度随过滤时间的变化曲线常称为过滤流出曲线，见图 8－2。出水悬浮颗粒浓度超过给定指标之前，过滤器的运行时间称为滤层工作时间。

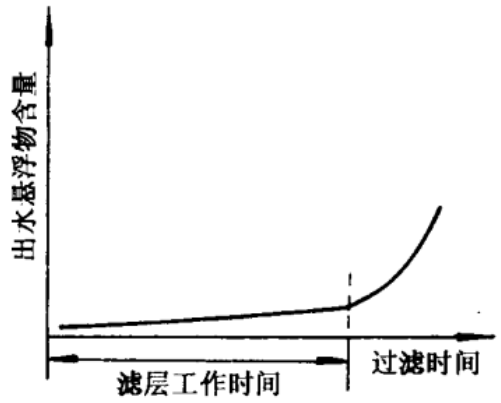


图 8-2　过滤流出出线

研究过滤出水中悬浮颗粒浓度随过滤时间或滤层厚度变化的规律，是研究过滤过程的一项重要内容。近年来，不少学者力图通过不同的数学模式来描述这种规律，并先后提出了不少过滤过程的基本方程式，其中的一个基本方程式，是根据过滤中的粘附—剥落动态平衡和物料衡算，经过数学处理后得出的，它的表达式

$$\frac{\partial^2 c}{\partial x \partial t} + a\frac{\partial c}{\partial x} + b\frac{\partial c}{\partial t} = 0 \qquad (8-1)$$

式中　c——水中悬浮物颗粒浓度；

a——过滤系数，它决定颗粒的剥落强度；

b——决定颗粒粘附强度的过滤系数；

x——滤层高度。

上式为微分方程，其解为无限级数，因此难以实际应用。

过滤是一个较为复杂的过程，因为它涉及三种基本物体：水、悬浮颗粒和滤料。表征这三种物体的有关参数有很多，如颗粒形状和大小，颗粒和水的密度，水的流速，悬浮颗粒浓度，颗粒表面的物理化学特性等，它们对过滤过程都有一定的影响。因此不同的研究者提出的过滤基本方程式往往有很大的差别。目前在设计和运行中，有关过滤的工艺参数仍需根据实验或经验确定，虽然如此，已有的研究成果仍有利于进一步的理论研究和工程实践。

8-2　过滤材料

过滤材料(简称滤料)是过滤装置的基本组成之一。根据具体使用条件选取滤料，确定滤料颗粒的级配和滤料的层高等对保证

过滤效果有很重要的意义。

作为滤料，它应满足一定的工艺要求。这些要求是：足够的机械强度，良好的化学稳定性，适当的粒度组成。此外，还应考虑滤料的来源是否充分，价格是否低廉。

目前水处理常用的滤料有石英砂、无烟煤、大理石和石榴石等，为了适应水处理工艺日益发展的需要，开拓新型材料是当务之急。其趋势是研制具有良好工艺性能的人造多孔材料和利用某些工业废渣。目前已获得应用的有粒状多孔陶土和烧结岩，软性纤维等。

(1) 粒度

滤料总是由许多大小不一的颗粒所组成的，为表示其组成情况，常用“粒径”和“不均匀系数”这两个指标。粒径表示滤料颗粒大小的概况。不均匀系数表示一堆滤料中不同大小的滤料颗粒的分布情况。滤料中不同大小的分布也可用粒径分布曲线来表示。粒径和不均匀系数这两个指标统称为“粒度”。滤料粒径指的是把滤料包围在内的一个假想的球体直径。

滤料粒度通常用筛分的方法求得，筛分的操作过程如下：从给定的滤料中取样品 300g，然后在 105℃下干燥至恒重。取干燥样品 100g 或 200g（准确度为 0.01g），用标准筛筛分，称出通过各个筛子的样品重量，并将这些量对其相应筛孔孔径画成图 8－3 的曲线。根据此筛分曲线便可求得滤料的粒径和决定滤料不均匀系数的参数。

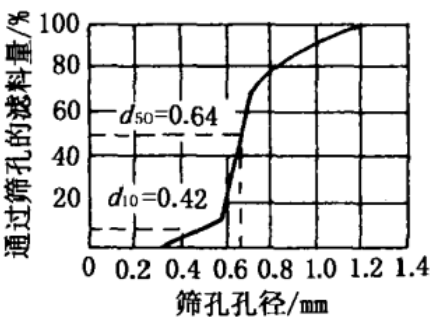


图 8－3　滤料的筛分曲线

① 粒径。粒径有两种表示法，平均粒径 d_{50}和有效粒径 d_{10}。平均粒径指的是有 50%（按重量计）滤料能通过的筛孔孔径（以 mm 表示）；有效粒径表示有 10%滤料重量能通过的筛孔孔径，它反映滤料的较细颗粒的尺寸。

在图8－3的曲线上，$d_{10}=0.42$ 和 $d_{50}=0.64$ 的求取方法是，自纵坐标10%和50%两点，分别作平行线与筛分曲线相交。自两交点作垂直线与横坐标轴相交，相交点就是 d_{10}和 d_{50}的大小。

应根据不同的滤料和不同的过滤工况，选择所需的滤料粒径。选择的具体要求是，粒径要适中，不宜过大或过小。粒径过大，由于滤料间孔隙增大，在过滤过程中细小的悬浮颗粒可能会穿透滤层，影响出水水质，而在反洗时，一般的反洗强度不能使滤层充分松动，从而影响反洗效果。不彻底的反洗会使沉淀物残留在滤层中，严重时沉淀物和滤料会结成硬块，使运行时滤层中的水流不均匀，以致出水水质较快地恶化。粒径过小，会使通过滤层的水流阻力加大，以及过滤时水头损失过快增大。

在工艺计算中，为便于计算，还可用等效直径 d_z来表示整个滤层颗粒的粒径。d_z的意义如式(8－2)所示：

$$d_z=\frac{100}{\sum(P_i/d_i)} \tag{8-2}$$

式中 P_i 为残留在筛孔径为 d_i的筛子上的滤料百分含量。

例如，根据表8－1中的各项数据就可求得 d_z：

表8－1　筛分试验数据

筛孔孔径	残留在筛子上的滤料量		通过筛子的滤料量		筛孔孔径	残留在筛子上的滤料量		通过筛子的滤料量	
mm	G	%	G	%	mm	G	%	G	%
0.25	18	9.0	1	0.5	0.80	18	9.0	159	79.5
0.41	12	6.0	19	9.5	0.94	11	5.5	174	87.0
0.58	71	35.5	29	14.5	1.01	6	3.0	187	93.5
0.68	60	30.0	129	64.5	1.28	2	1.0	198	99.0

$$d_z=\frac{100}{\frac{1}{1.28}+\frac{3}{1.01}+\frac{5.5}{0.94}+\frac{9.0}{0.8}+\frac{30}{0.68}+\frac{35.5}{0.58}+\frac{6}{0.41}+\frac{9}{0.25}}$$

$$=0.5657(\text{mm})$$

② 不均匀系数。不均匀系数 K_{80}表示 80%滤料重量能通过的筛孔孔径 d_{80}与 10%滤料重量能通过的筛孔孔径 d_{10}的比值，$K_{80} = d_{80}/d_{10}$。有的文献中也有用 $K_{60} = d_{60}/d_{10}$来表示不均匀系数，式中 d_{60}指的是 60%滤料重量能通过的筛孔孔径。不均匀系数愈大，表示滤料中颗粒尺寸的大小相差愈大，粒径愈不均匀。滤料颗粒粒径不均匀的后果是，反洗不易控制，因为反洗强度大，细小滤料会被反洗水带出；反洗强度小，则不能松动滤层底部的大颗粒滤料，致使反洗不彻底。反洗后滤料层中的颗粒按自上而下逐渐增大排列。滤料的不均匀加剧了这种排列，致使在运行过程中，由于表层滤料颗粒细小，粘附表面积大，截留悬浮颗粒量大，滤料孔隙尺寸将急剧减小，结果是运行不久后，水头损失就较快地达到其允许值，过滤周期较短。

(2) 机械强度

作为滤料，它应有足够的机械强度。因为在反洗过程中，滤料处于流化状态，滤料颗粒相互不断地碰撞和磨擦，若其机械强度低，就会造成大量滤料破损，颗粒粒径变小。这些破碎滤料在反洗时会被反洗水带走，造成滤料的损失。若不将破碎滤料冲走，残留在滤层中，则过滤时会使水头损失增大，缩短过滤周期。

在水处理工艺中常用磨损率和破碎率两个指标来判断滤料的机械强度。磨损率指的是反洗时滤料颗粒相互磨擦所造成的滤料磨损程度。破碎率表示反洗时颗粒碰撞所引起的破裂程度。

磨损率的估算方法是，用筛孔孔径为 0.5mm 和 1mm 的标准筛筛分 100g 滤料样品，然后将通过 1mm 筛孔孔径的滤料和残留在 0.5mm 筛孔上的滤料放入装有 150mL 水的容器内。将此容器置于实验室振荡装置上振荡 24h。取出振荡后的滤料，用 0.5mm 和 0.25mm 筛孔孔径的筛子进行筛分，由通过 0.25mm 筛孔的滤料重量与样品重量之比求得磨损率；由通过 0.5mm 筛孔和残留在 0.25mm 筛孔的滤料重量与滤料样品之比求得破碎率。根据水

的过滤工艺的要求，有的国家规定常用滤料的磨损率不大于0.5%，破碎率不大于4%。

(3) 化学稳定性

在水的过滤过程中，水与滤料的化学反应是造成出水水质恶化的原因之一。若过滤水作为饮用水，则更应防止由于化学反应而使出水中含有对人体健康有害的物质。例如，当过滤器入口水为经混凝一石灰沉淀处理过的水，pH值大于9时，若滤料采用石英砂，则高pH值的水就会与石英砂发生化学反应，使出水中硅含量增加。

为了验证滤料的化学稳定性，可在一定的条件下用中性、酸性和碱性水溶液浸泡各种经洗涤和在60℃下干燥过的滤料样品，浸泡24h后，取样观察水溶液被污染的情况。表8-2所列为某些滤料的试验数据。若水样中溶解固形物的增加量不大于20mg/L，耗氧量的增加量不大于10mg/L，硅酸增加量不大于10mg/L，则可以认为滤料的化学性质是稳定的。

表8-2 各种滤料在不同介质中稳定性的比较

名称	中性			酸性			碱性		
	溶解固形物/(mg/L)	耗氧量/(mg/L)	SiO_2/(mg/L)	溶解固形物/(mg/L)	耗氧量/(mg/L)	SiO_2/(mg/L)	溶解固形物/(mg/L)	耗氧量/(mg/L)	SiO_2/(mg/L)
石英砂	2~4	1~2	1~3	4	2	0	10~16	2~3	5.7~8.0
大理石	13	1	—	—	—	—	6	1	—
无烟煤	6	6	1	4	3	0	10	8	2

注：试验条件为19℃，中性溶液用NaCl(500mg/L)配成，pH值为6.7；酸性溶液用HCl配成，pH为2.1；碱性溶液用NaOH配成，pH为11.8。浸泡2h，每4h摇动一次。

(4) 颗粒的形状

过滤器常用的滤料都不是圆球形的。粒径相同而形状不同的颗粒具有不同的表面积。颗粒表面积对过滤效果和水头损失是有一定影响的，因此在选择滤料时一定要估计到形状的影响。但目前还难以精确地确定不规则形状颗粒的表面积，所以在计算和运行中，引入球状度的概念。球状度指的是具有与颗粒同体积的球

体(直径 d_0)的表面积 A_0 与颗粒(直径 d)的实际表面积 A 之比：$\Psi = A_0/A = d_0^2/A$。一般 $\Psi \leqslant 1$。有的文献中，为了说明颗粒形状对过滤过程的影响，导入形状系数 α。α 的定义为颗粒表面积和同体积的球体表面积之比。由此可知，Ψ 与 α 互为倒数，所以 α 的值大于 1。

(5) 滤层孔隙率 ε

滤层孔隙率的定义是，滤层中滤料颗粒与颗粒之间的空间体积占滤层总体积的百分率。运行表明，过滤过程与滤层孔隙率有密切的关系。孔隙率大，滤层所能截留的悬浮颗粒量也大。孔隙率的大小与颗粒的形状、大小以及颗粒的排列状态有关。不规则形状滤料层的孔隙率大于球形颗粒的。带有棱角的滤料层的孔隙率最大可达 0.6 以上；均一球形滤料按其排列状态的不同，孔隙率在 0.26 到 0.48 之间。过滤器内不规则形状颗粒的排列是无规则的，因此孔隙率只能通过试验，并按 8－3 式求得：

$$\varepsilon = 1 - \frac{m}{V\rho} \tag{8-3}$$

式中 m——与滤料层体积相应的滤料重量，kg；

V——滤料层体积，m^3；

ρ——滤料颗粒密度，kg/m^2。

试验过程如下：取一定量的滤料，在 105℃下烘干至恒重，称量，测得其密度。然后将称量的滤料置于过滤柱中，用清水过滤一段时间后，量出滤料层体积 V。

8－3 过滤过程中的水头损失

在过滤的开始阶段，滤层是清洁的。水流过清洁滤层时，由于滤层本身对水流的阻力，会形成一定的压力降，即水头损失。当流速为 8～12m/h，滤料粒径为 0.5～1.2mm 和滤层高度在 70cm 左右时，清洁滤层的水头损失约为 3～4kPa。随着过滤的进行，滤层中悬浮颗粒截留量增大，致使滤层孔隙尺寸减小，则在

流速不变的情况下，滤层的阻力增大，过滤过程中的水头损失也相应增大。若过滤器进出口压差保持不变，则由于滤层阻力增大，流速会降低，过滤器的出力下降。要保持出力不下降，就须随阻力的增大，提高滤层上的水位或增大进水压力。

随着过滤的进行，水头损失达到某一允许值时，过滤器就应停运，进行反冲洗以除去滤层中的悬浮颗粒，使滤层恢复到原有的清洁状态。为此研究过滤过程中水头损失的变化规律，对改善过滤的水力条件是十分必要的。

达西通过对在层流状态下水流经砂层的水头损失的试验研究，提出了流速与水头损失的经验关系式，即达西定律：

$$\Delta H = \frac{vL}{K} \tag{8-4}$$

式中 ΔH——砂滤层的水头损失；

v——过滤速度；

L——砂滤层高度；

K——砂层和水流的特性常数，由试验求得。

在这之后，明茨、卡曼－康来尼和坎普等人，用因次分析方法，并通过试验分别提出了计算水头损失的计算公式。这些计算公式基本上相同，差别仅在于公式中的系数值。

现就卡曼－康采尼和坎普两人的计算公式作一简介。他们把砂滤层的孔隙通道看作类似圆形截面的毛细管，且假设砂滤层为清洁滤层。在试验基础上，得出了如下的计算水头损失的公式：

$$\frac{\Delta H}{L} = J \cdot \frac{v}{g} \cdot \frac{(1-\varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \cdot v \cdot \left(\frac{a}{d}\right) \tag{8-5}$$

式中 a——形状系数；

ΔH——水流经清洁滤层的水头损失，cm；

v——水的运动粘度，cm^2/s；

g——重力加速度，cm^2/s；

ε_0——滤料孔隙率；

d ——与滤料体积相同的球体直径，cm；

L ——滤层高度，cm；

J ——常数；

D——过滤速度，cm/s。

由上式可定性地得出如下几个关系：

① 水头损失与过滤速度成正比，因此增大滤速势必增大水头损失；

② 水头损失的增大与滤料颗粒的形状系数的二次方成正比，因此在生产实践中，应尽量避免采用带有尖棱角的滤料；

③ 水头损失与滤料颗粒直径的二次方成正比，这说明细滤料对过滤不利。

实际上，滤层中滤料颗粒大小总是上下不同的，因此在计算水流经滤层的水头损失时，应将整个滤层分成若干层，使得每个分层中的颗粒大小基本相同。每个分层可看作是均匀颗粒的滤层，这样就可利用(8－5)式求出各分层的水头损失，然后将各分层的水头损失相加以求得整个滤层的水头损失：

$$H = \sum_{i-1}^{n} \Delta H_i \qquad (8-6)$$

分层的数目愈多，计算所得的清洁滤层的水头损失愈接近于实际情况。

在过滤过程中由于滤料层截留了悬浮颗粒，使其孔隙的几何形状发生变化而导致孔隙中水的流速发生变化，因此在计算过滤过程中的水头损失时，还应考虑此孔隙变化的影响。粗略的估算表明，按清洁滤层的水头损失计算公式求得的水头损失的值比污染的滤层的实际水头损失小 2～3 倍，特别是在运行周期的后期，这种差别更明显。

在重力式过滤装置中，在过滤的后期往往会出现负水头现象。所谓负水头，就是在滤层某处的水头损失大于在该层处的水深，以致该处的压力小于大气压。在图 8－4 中示出了重力式过

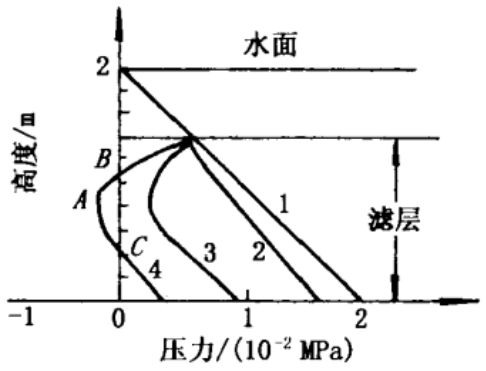


图 8-4 过滤周期中压力与水深的关系
1—静水压力线；2—清洁滤层的水压线；
3—t 时间的水压线；4—过滤后期的水压线

滤装置在一个过滤周期中压力与水深的关系。图中所示的 B～C 范围内就会出现负水头，在 A 点负水头达到最大值。产生负水头的原因是，某一滤层由于大量截留悬浮颗粒，致使该滤层下的某一深处的水头损失大于该处的水深。由此可知，负水头往往发生在离表层滤料不远的滤层中。一旦出现负水头，溶于水中的气体就会析出，并在滤层孔隙中累积，形成气囊，使孔隙截面减小，从而使水头损失增大。其后果是造成在各水流通道中水的流速不均匀，以致某些部位的水流速度过大而恶化出水水质。避免出现负水头的方法是增高滤层上的水位或提高出水管位置。

8-4 滤层的清洗与配水系统

滤层的清洗和设备中的配水系统是保证过滤装置长期可靠运行的两个较重要的技术问题，所以在本节一并加以讨论。

8-4-1 过滤装置的反冲洗

在正常运行中，当过滤装置的出水水质超过规定标准值或运行到允许的水头损失时，就需停运并进行反冲洗，以除去滤层中累积的悬浮颗粒。反冲洗时，水自下而上通过滤层。在反冲洗的水力作用下，滤层膨胀，呈悬浮状态。由于水流的剪切力和处于浮态的滤料颗粒间的相互碰撞磨擦作用，被截留的悬浮颗粒从滤料表面脱落，被反冲洗水带出过滤装置。反冲洗的主要问题在于，控制适当的反冲洗时间和反冲洗的上升水流的速度。上升流速的大小，可用反冲洗强度来表示，即单位时间内单位过滤面积

所需的反冲洗水流量，其单位为 L/(s·m²)。反冲洗强度过大，滤层膨胀度过大，致使水流剪切力和颗粒相互碰撞几率减少，影响反洗效果；反冲洗强度过小，则水流剪切力小，同样影响反洗效果。反冲洗强度的大小与滤料的密度有关，滤料的密度越大，则需用的反冲洗强度越大。例如，石英砂的反冲洗强度一般为 15～18L/(s·m²)，而密度较小的无烟煤为 10～12L/(s·m²)。反冲洗时间，实际上反映了反冲洗水量的大小，如反冲洗水量不足，则反冲洗时间必然会短，就达不到反冲洗要求。

反冲洗时，滤层膨胀的程度一般用膨胀度来表示。膨胀度指的是滤层膨胀后增加的高度与膨胀前滤层高度之比，常用百分率表示：

$$e = \frac{L - L_0}{L_0} \times 100\% \qquad (8-7)$$

式中 e——滤层膨胀度，%；

L——滤层膨胀后的高度，cm；

L_0——滤层膨胀前的高度，cm。

需指出的是，这里所指的膨胀度是整个滤层的总膨胀度，在一定的总膨胀度下，上层和下层滤料的膨胀度相差甚大，滤料粒径越不均匀，相差越大。实践表明，反冲洗时要尽量满足上层滤料膨胀度的要求，即总膨胀度不宜过大，但此时也必须使下层最大颗粒的滤料刚开始膨胀，不然就会影响反冲洗效果。表 8－3 所列为我国过滤装置常用的反冲洗强度和膨胀度。

表 8－3 反冲洗强度和膨胀度

过滤装置	反冲洗强度/[L/(s·m²)]	膨胀度/%
单层石英砂	12～15	45
双层滤料	13～16	50
三层滤料	16～17	55

8-4-2 过滤装置的配水系统

配水系统是过滤装置的主要部件之一，它的作用是均匀地分配反冲洗水和均匀地收集过滤出水。为了达到均匀配水和集水的目的，现在已设计出许多不同类型的配水系统。常用的配水系统可按其阻力大小分为大阻力配水系统和小阻力配水系统。所谓大阻力配水系统，就是通过此系统中孔隙的阻力远大于滤层和此系统管道中的阻力。通常大阻力配水系统的水头损失大于3m。小阻力配水系统指的是，水流经水系统各组成部分的阻力都小，以致各个部位的阻力差值很小。小阻力配水系统的水头损失一般在2m以下。

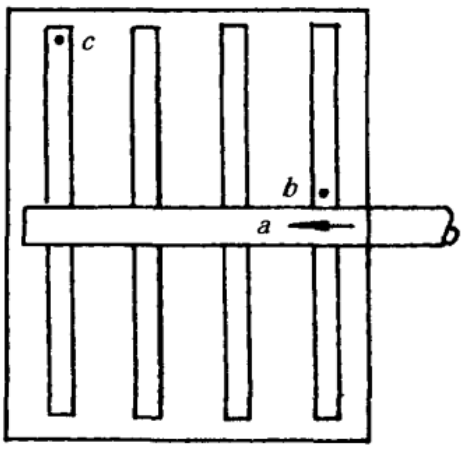


图8-5 大阻力配水系统（母管—支管型）

（1）大阻力配水系统

目前国内水处理常用的大阻力配水系统大多为母管和支管型开孔(或开缝)式配水系统，如图8-5所示。

反冲洗时，反冲洗水经母管入口端 a 进入后流入各支管，由支管上的小孔(或缝隙)流出，进入滤料承托层和滤层，然后经设在滤层上部的进水装置排出。令 q_b 和 q_c 分别表示，流经靠近进口处的 b 点和距进口最远的 c 点的两条反冲洗水流的流量。这两点间的反冲洗水流量相差最大，若 q_b 和 q_c 近似相等，则可以认为水流均匀地流过整个滤层截面。现分析在什么条件下 q_b 和 q_c 可能近似相等。

如将过滤过程中水流经各部分的阻力系数分别表示为 S_1、S_2、S_3 和 S_4，则流经 b、c 两点的两支水流的总阻力系数为：

$$\sum S_b = S_{1b} + S_{2b} + S_{3b} + S_{4b}$$

$$\sum S_c = S_{1c} + S_{2c} + S_{3c} + S_{4c}$$

式中 S_1——配水管道的阻力系数；

S_2——孔眼的阻力系数；

S_3——滤料承托层的阻力系数；

S_4——滤层的阻力系数。

在过滤过程中，滤层截面上各点的滤料截留悬浮颗粒的量可能不同，所以反冲洗时，水流经滤层的阻力系数 S_{4b} 和 S_{4c} 不相等。因为承托层截面上各点的颗粒粒径可能不同，所以 S_{3b} 和 S_{3c} 不相等。若孔眼的开度相同，且加工精度一致，则 b 和 c 两处孔眼的阻力系数 S_{2b} 和 S_{2c} 相等。S_{1b} 和 S_{1c} 由于水流经配水管道的流程长度不一而不相等，因此两支水流的总阻力彼此不相等，即 $\sum S_b \neq \sum S_c$。

两支水流的总水头损失与流量的平方成正比，得：

$$\Delta H_b = \sum S_b \cdot q_b^2$$

$$\Delta H_c = \sum S_c \cdot q_c^2$$

因为两支水流的终点处于同一水平面上，所以 b 和 c 两支水流的总水头损失 ΔH_b 和 ΔH_c 相等，由此得：

$$\sum S_b \cdot q_b^2 = \sum S_c \cdot q_c^2$$

$$\frac{q_b}{q_c} = \sqrt{\frac{\sum S_c}{\sum S_b}}$$

由上式可知，q_b 和 q_c 不可能相等，但两者相近是可能的，若 q_b/q_c 的比值等于或大于0.95，则可以认为配水是均匀的。为了使 q_b/q_c 的比值≥0.95，就必须使 $\sum S_c$ 和 $\sum S_b$ 大致相等。由上述分析可知，若使总阻力系数中某一分项的值远大于其它分项的值，则流量就取决于该分项的阻力系数。从工艺角度来看，可行的办法就是将 S_2——孔眼阻力系数加大。增大 S_2，就能削弱其它各项阻力的影响。这就是大阻力配水系统的基本原理。

(2) 大阻力配水系统的设计

大阻力配水系统设计的一项主要任务是确定配水系统管道上孔眼的总面积，保证所需的孔眼的水头损失。目前这种设计都是根据生产实践经验来进行的。设计要求是：

① 母管起端流速取 1.0～1.5m/s，支管起端流速取 1.5～2.0m/s；

② 支管上孔眼流速 v 取 5～6m/s；

③ 孔眼总面积与过滤截面积之比 a 取 0.2%～0.25%；也可根据下式计算，

$$a = \frac{q}{1000v} \times 100\%$$

式中 q ——反冲洗强度，$L/(s \cdot m^2)$；

v ——孔眼流速，m/s。

④ 支管长度与直径之比一般不大于 60；

⑤ 孔眼直径取 9～12mm；

⑥ 支管中心距 0.2～0.3mm。

根据上述数值，在给定的反冲洗强度下，就可按(8－8)式求得水流经孔眼的水头损失：

$$\Delta H = \left[\frac{q}{10\mu} \cdot \frac{1}{a}\right]^2 \cdot \frac{1}{2g} \qquad (8-8)$$

式中 μ ——孔眼流量系数，其值取决于孔眼直径与管壁厚度的比值，一般采用 0.65～0.70，见表 8－4；

g ——重力加速度，m/s^2。

表 8－4 孔眼的流量系数

孔眼直径与管壁厚度之比	1.25	1.5	2.0	3.0
流量系数 μ	0.76	0.71	0.67	0.62

(3) 小阻力配水系统

我国火力发电厂过滤装置常用的小阻力配水系统有：格栅式、尼龙网式和滤帽式等。实践证明，这些系统可以做到水流分配较

为均匀。

小阻力配水系统的主要缺点是，配水均匀性不及大阻力配水系统，同时由于它的阻力小，一旦滤层阻力稍有不均匀，就会影响水流分布的均匀性。

8－5　压力式过滤器

所谓压力式过滤器，指的是过滤器在一定压力下进行过滤。通常用水泵将水输入过滤器，过滤后，借助剩余压力将过滤水送到其后的用水装置。目前常用的压力式过滤器(垂直式)有：单层滤料过滤器(即普通快速过滤器)、双流过滤器和多层滤料过滤器。

8－5－1　单层滤料过滤器

单层滤料过滤器在我国曾得到较广泛的应用，其结构如图8－6所示。这是一种最简单的压力式过滤器，常称为普通过滤器。

普通过滤器是一密闭的立式圆柱形容器，内装有进水装置、配水系统，在容器外配备有必要的管道和阀门。

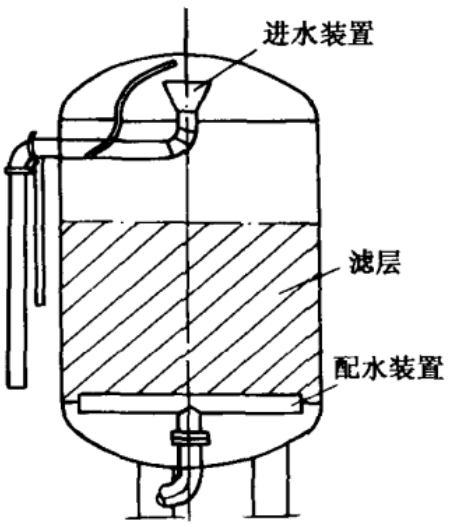


图8－6　普通过滤器

滤料一般为石英砂或无烟煤，滤层高度在1.0m左右，流速为10～12m/h。

过滤时，水经进水装置均匀地流过滤层，由配水装置集取后流入清水池或直接送入过滤器后的其它水处理设备，过滤器运行到出水浊度达到某一给定值或水头损失达到允许值，过滤器应停运和反冲洗。反冲洗后，由于水力分层作用，细小颗粒在上层，较大颗粒在下层。颗粒上小下大的排列是

普通过滤器的一个特点。正是这一特点决定了这种过滤器在滤层中截留的悬浮颗粒分布不均匀，即被截留的悬浮颗粒量沿滤层深度逐渐减小。由于表层滤料颗粒较细，截留的悬浮颗粒量较多，致使滤层孔隙率以较快的速度减小，水头损失增加很快，过滤周期较短。当过滤器失效时，滤层下部滤料的工作能力实际上未能得到充分发挥。因此，从整体来说，普通过滤器是一种表面过滤装置，它的截污能力的有效利用率较低。滤层的截污能力指的是在过滤周期内整个滤层单位体积滤料所截留的悬浮颗粒量。

在普通过滤器中，其顶部中间设有进水装置。最简单的进水装置为向上的漏斗，进水通过漏斗和滤层上的水层进入滤层。由于此水层的缓冲作用，这种最简单的漏斗形进水装置基本上能做到布水均匀。

配水系统的种类较多，目前常用的有配水帽式、支管开缝式或开小孔式等。

配水帽是一带有缝隙的部件，它安装在过滤器底座上或支管管道上。过滤时，过滤出水经缝隙流入底座下的集水管或流入支管，然后进入母管，目前常用的配水帽有缝隙式、迭片式和长柄式等，见图 8－7。配水帽多数由塑料制成。

长柄水帽是近年来发展起来的一种新型配水帽，它供气水同时反洗用，气水反冲洗法的冲洗程序可分为:先空气擦洗，再用水反冲洗和用气水共同反冲洗，然后用水反冲洗。

普通过滤器的气水反冲洗过程如下:先送入强度为 18～25L/(s·m^2)的压缩空气，吹洗 3～5min，然后在继续供气的条件下，输入反冲洗水，使滤层膨胀 10%～15%。以反冲洗水反洗 2～3min 后，停止送空气，继续单独用水反冲洗 1～1.5min，此时滤层的膨胀度约为 40%～50%。待反冲洗排水变清时，整个反冲洗就结束。

8－5－2　双流式过滤器

基于普通过滤器下层滤料未充分利用这一事实，人们设想，

若需过滤的水同时从上和从下进入过滤器，经过滤的水从滤层中间某一部位排出，就能避免普通过滤器的不足，这就是所谓的双流式过滤器的工作原理。其结构示意见图 8－8。

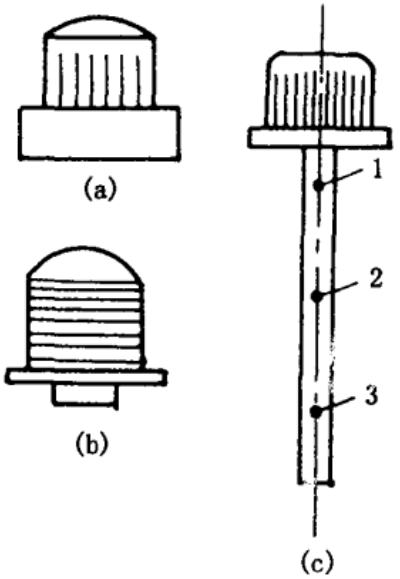


图 8－7　配水帽

(a)缝隙式；(b)迭片式；(c)长柄式
1—隔板下残留空气排出孔；
2—脉动进气孔；3—大反洗时进气缝隙

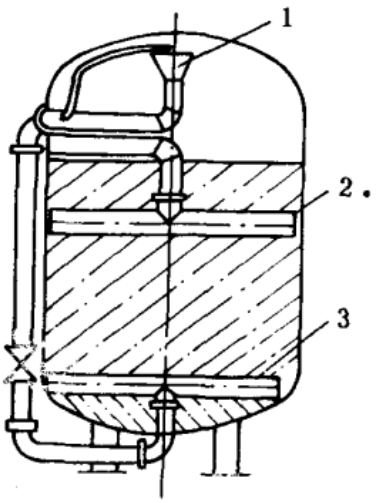


图 8－8　双流式过滤器

1—进水装置；2—中间排水装置；
3—配水装置

在这种过滤器中，上部滤层的运行方式与普通过滤器相同，下部滤层则为“反粒度”的过滤方式。反粒度过滤方式指的是水首先流经颗粒较粗的滤料层，再流过颗粒逐渐减小的滤料层。在这样的滤层中截留悬浮颗粒的分布要比普通过滤器均匀些。

运行过程中，上部和下部的水流量与这两部分的水流阻力有关，因为上层滤料的颗粒小于下层滤料，所以上部水流阻力的增长速度大于下部，当总的流量不变时，随着运行的进行，上部水流量将减小，下部水流量将增大。现有双流式过滤器的设计是按运行初期上下部出水量大致相等的原则来考虑的，这样，到过滤后期，下部出水量约占总出水量的 80%。

在结构上，双流式过滤器与普通过滤器的不同处在于前者设有中间排水装置。双流式过滤器的滤层总高度为 2.1～2.4m，中

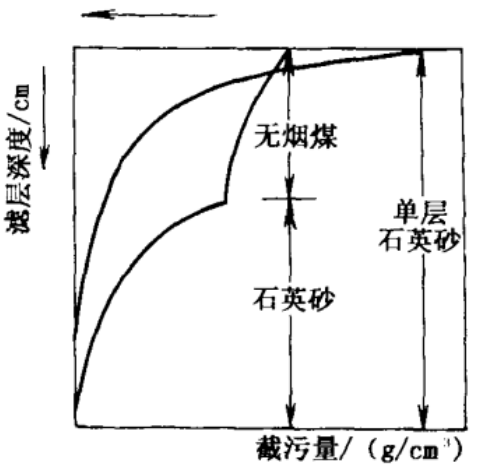
间排水装置设在离表层约 0.6～0.7m 的滤层中，滤料为石英砂时，平均粒径宜采用 0.8～0.9mm，K_{80}为 2.5～3。

过滤器失效后的清洗方法如下：先用压缩空气吹洗 5～10min；接着从中间排水装置送入反洗水，冲洗上部滤层；然后停止输入压缩空气，从下部和中间排水装置同时进水反洗整个滤层，反洗强度控制在 16～18L/(s·m²)，反冲洗时间为 10～15min。

8－5－3　多层滤料过滤器

普通过滤器内颗粒上小下大的排列是造成滤层截污能力不能有效发挥的主要原因。要改变这种颗粒的排列，措施之一是采用双层和多层滤料的过滤器。我国于 60 年代开始采用双层滤料过滤器，接着于 70 年代开始采用三层滤料过滤器，它们的结构基本上与普通过滤器相同。

双层滤料一般由无烟煤和石英砂组成，上层采用大粒径、相对密度小的滤料(例如无烟煤，其相对密度为 1.4～1.8)；下层采用小粒径、相对密度大的滤料(例如，相对密度为 2.6 的石英砂)。这样，双层滤料过滤器从整体上来说，滤料颗粒上层大下层小．但对每层滤料而言，反冲洗后仍然是粒径小的在上，径粒大的在下。双层滤料过滤器的截污能力大于普通过滤器。运行经验表明，前者约为后者的 2 倍。图 8－9 所示为单层滤料和双层滤料截污量的比较。



单层滤料与双层滤料截污量比较

图 8－9

过滤器中滤层数多于双层的，称为多层滤料过滤器。目前多层滤料过滤器一般指的是三层滤料过滤器。常用三层滤料过滤器的滤料组成情况是：上层采用大粒径、相对密度小的

无烟煤，中间层采用中等粒径、中等相对密度的石英砂，下层采用小粒径、相对密度大的石榴石(或磁铁矿颗粒)。三层滤料中各层滤料的颗粒大小为:大粒径的颗粒大小范围为 1～2mm，中等粒径的范围为 0.4～0.8mm，小粒径的范围为 0.2～0.4mm。

运行经验表明，使用多层滤料时，需注意的问题是如何选择不同滤料颗粒大小的级配和反冲洗强度，因为这影响到不同滤料的相互混杂，最终影响到过滤效果。在实际运行中，由于滤料的相对密度差、粒径大小的差异、反冲洗强度控制不当等原因，往往会出现不同滤料的相互混杂。要避免这种现象，主要是合理地选取各种滤料和其粒径范围。例如，在三层滤料中，大相对密度滤料(石榴石)粒径的下限为 0.18～0.25mm，上限不宜大于 0.5mm，小相对密度滤料(无烟煤)粒径的下限为 0.8～1.0mm，上限为 1.7～2.0mm，中等相对密度滤料(石英砂)粒径则应根据上下两层滤料的粒径来确定。若能按照这样的粒径范围来选择滤料颗粒，是可以避免严重的混杂现象的。

目前，关于滤料相互混杂对过滤效果的影响，看法不一。生产实践表明，适度的混杂，即相邻滤料的混杂厚度在 5cm 以内，对过滤有益无害，但严重的混杂会打乱上大下小的颗粒排列，从而丧失多层滤料的优越性。多层滤料的优点在于，滤层孔隙率大致是按上大下小逐步递减的，这有利于提高滤层的截污能力，在运行中水头损失的增长速度较慢。

由于多层滤料过滤器的截污能力大，运行周期较长，一般不以过滤器的出水浊度作为控制失效的指标，通常以水头损失来控制运行终点，当水头损失达 3.0m 左右时，就应停运，反冲洗时，反冲洗强度控制在 13～15L/(s·m^2)。

表 8－5 所列为给水处理中双层滤料和多层滤料的级配和滤速的经验数据。

表 8－5　滤料级配与滤速的经验数据

类　别	滤料组成		滤速/(m/h)
	粒　径/mm	滤层厚度/mm	
单层石英砂滤料	$d_{最大}=1.2$ $d_{最小}=0.5$	700	8～12
双层滤料	无烟煤 $d_{最大}=1.8$ $d_{最小}=0.5$	200～400	12～16
	石英砂 $d_{最大}=1.5$ $d_{最小}=0.8$	400	
三层滤料	无烟煤 $d_{最大}=1.6$ $d_{最小}=0.8$	450	18～20
	石英砂 $d_{最大}=0.8$ $d_{最小}=0.5$	230	
	重质矿石 $d_{最大}=0.5$ $d_{最小}=0.25$	70	

8－6　各种滤池

(1) 无阀滤池

顾名思义，无阀滤池是因它没有阀门而得名的。无阀滤池有重力式和压力式两种。常用的重力式无阀滤池，其结构见图 8－10。它是由主体、金属装置和虹吸装置等三部分组成。无阀滤池的主体包括冲洗水箱、过滤室和集水室。冲洗水箱和过滤室连在一起，也可单独设置。进水装置由进水槽和 U 形进水管所组成，其功用是为了防止空气进入滤池，从而保证在滤池的运行后期能顺利地形成虹吸；而且，如不将进水管设计成 U 形，而且直接通至滤层上部，则在反洗后期，此进水管就可能成为虹吸破坏管。虹吸装置是由虹吸上升管、虹吸下降管、虹吸辅助管、水封

槽和虹吸破坏管等所组成的。虹吸装置的作用是使运行末期能形成虹吸，使反冲洗得以进行和反冲洗结束时破坏虹吸。

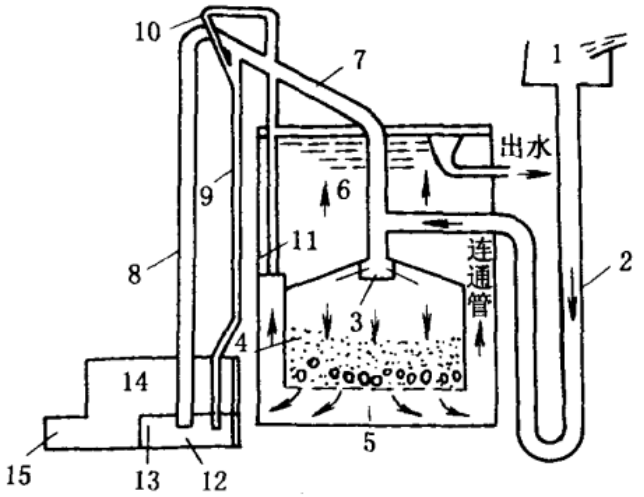


图 8－10　重力式无阀滤池

1—进水槽；2—进水管；3—挡板；4—过滤室；5—集水室；6—冲洗水箱；7—虹吸上升管；8—虹吸下降管；9—虹吸辅助管；10—抽气管；11—虹吸破坏管；12—锥形挡板；13—水封槽；14—排水井；15—排水管

无阀滤池的工作过程是：经混凝处理或混凝—石灰沉淀处理后的水，由进水槽、U 形进水管送至虹吸上升管。上升管中的水经进水挡板加以缓冲后，均匀地通过滤层，进入下部集水室，经连通管流至上部冲洗水箱中。当冲洗水箱的水位达到出水管处时，便开始向外送水。开始运行时，虹吸上升管中的水位高度应足以保证水流能通过滤层流入冲洗水箱。此时，虹吸上升管和冲洗水箱中的水位差就是滤池的初期水头损失。初期水头损失一般约为 20cm。随着过滤时间的延长，滤层的水流阻力逐渐增大，虹吸上升管内的水位便相应地升高。当水位上升到虹吸辅助管管口时，水流即由此管中快速流下，于是借助此快速水流的夹气作用，通过抽气管将虹吸上升管和下降管中的空气抽走。因而在虹吸管中产生负压，使虹吸上升管和下降管中水位很快上升，当两上升水流汇合后，便形成虹吸。这时过滤室内的水被虹吸管迅速

抽走，滤层上部压力急剧下降，促使冲洗水箱中的水倒流至过滤室，经虹吸管排走，这便是滤层的反冲洗，在反冲洗过程中，冲洗水箱中的水位逐渐下降，当水位降到虹吸破坏管以下时，管口与大气相通，大量空气进入虹吸管内将虹吸破坏，冲洗结束，过滤过程立即重新开始。从开始抽气到虹吸形成，一般约需 2～3min，反冲洗时间为 4～5min。无阀滤池从开始出水到虹吸上升管中水位升至虹吸辅助管口之间的时间，称为此无阀滤池的工作周期。因此，虹吸辅助管的高度实际上反映了滤池周期终的允许水头损失，它的大小决定滤池的工作周期。允许水头损失值过大是不合适的，因为这势必要增加虹吸管和进水槽等构件的高度。此外，当允许水头损失值增大时，因工作周期长和滤层截留的悬浮物量增加，在冲洗水箱水位不变的情况下，反冲洗不易将污染物冲洗干净，所以允许水头损失值应适当，一般控制在 1.5～2.0m 范围内。综上所述，无阀滤池的特点是：

① 反冲洗是自动形成和停止的。这里有两个问题值得注意，一是反冲洗过程中，随着冲洗水箱水位的下降，冲洗强度逐渐减小，这对冲洗效果颇为有利；二是反冲洗过程中，滤池不断地在进水，并随反冲洗水一起排出，造成水量损失。

② 无阀滤池的自动反洗只有在滤池的水头损失达到周期终的允许水头损失值时才能进行。如果滤池水头损失还未达到允许值，而由于某些原因需提前反冲洗时，则必须采用强制反冲洗。为此，在无阀滤池中设有强制冲洗装置，它是一根插在虹吸辅助管与抽气管相接的上部的压力管。需强制反冲洗时，打开压力管上的进水阀门，高压水流便很快地将虹吸管中空气抽走，使虹吸形成。

③ 变水头等速过滤。在过滤过程中，虹吸上升管中的水位随着过滤时间的延续，滤层中悬浮物量的增加和滤层阻力的增大而升高。因此，在出水量不变的情况下，它呈变水头等速过滤状态，直至反冲洗开始。

④ 采用小阻力配水系统。由于无阀滤池的结构特点，通常用低水头反冲洗，因此只能采用小阻力配水系统。在火力发电厂中，无阀滤池的配水系统多数为格栅式。

(2) 单阀滤池

单阀滤池的结构如图 8－11 所示。单阀滤池的工作原理与无阀滤池基本相同，不同点在于，单阀滤池的虹吸管在滤池顶盖上接出后立即下弯，并在虹吸管上设置一个阀门，通过开闭(自动或手动)此阀门进行反冲洗。为了观察滤层的水头损失，在滤池顶盖上装有一根玻璃管作为压力计，当水头损失达到一定值时，打开阀门，反冲洗便开始；当水箱内水位降低到预定位置时，关闭阀门，反冲洗即结束。

(3) 虹吸滤池

这是 60 年代中期研制成并投入运行的一种不需专设冲洗设备的滤池。虹吸滤池一般是由 6～8 个过滤单元组成的一个整体，每个单元为滤池的一格。虹吸滤池的截面可以是圆形、矩形或多边形，图 8－12 所示为圆形虹吸滤池中两个过滤单元，右侧表示正在过滤的情况，左侧表示正在清洗。这种滤池的特点是，它的进水和反冲洗等操作都是由虹吸管来完成的，而不是像普通滤池那样采用阀门。

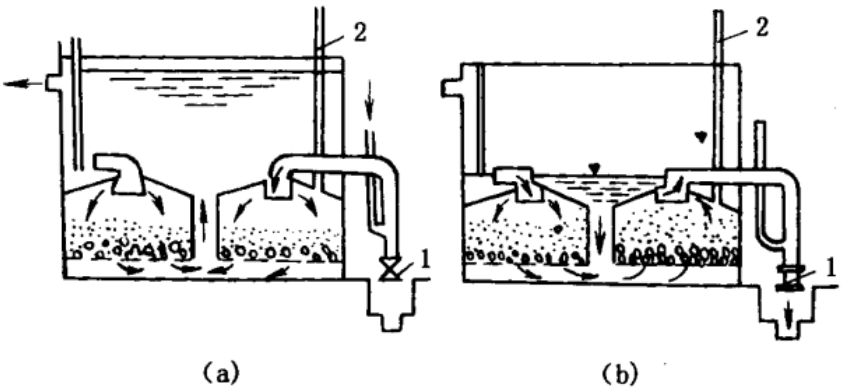


图 8－11　单阀滤池

(a) 过滤；　(b) 右边反洗

1—单阀；2—水头损失计；▼—液面下降；▲—液面上升；●—液面静止

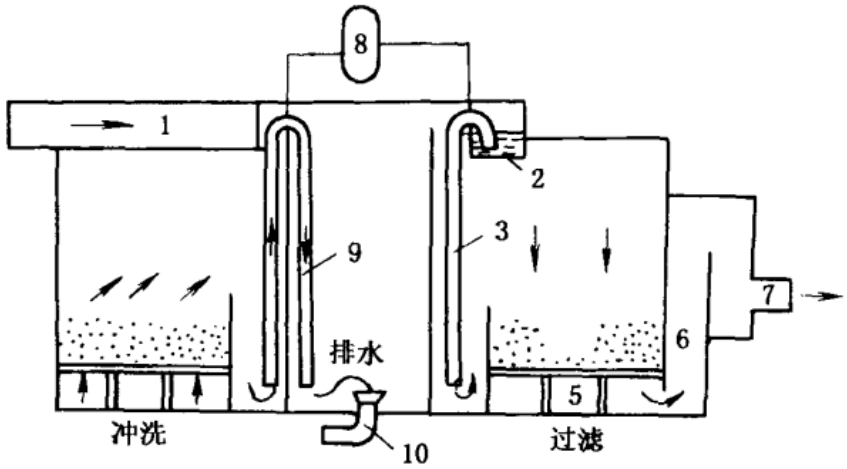


图 8－12　虹吸滤池

1—总进水槽；2—环形配水槽；3—进水虹吸管；4—进水槽；5—配水系统；6—集水槽管；8—真空系统；9—冲洗虹吸管；10—排水管

过滤时水的流程是，原水经总进水槽，送入环形配水槽，然后通过各过滤单元的进水虹吸管送入其它水槽内，经进水堰溢流至进水管中，最后通过各过滤单元的滤层，由配水系统汇至集水槽。

在过滤过程中，各过滤单元中水位会上升，因为随着过滤的进行水头损失不断增加，而其进、出水流量是基本不变的，当水位上升到预定高度时或运行了一定时间后，因滤层内已积存大量悬浮物，就需进行反冲洗。需反冲洗的过滤单元，首先破坏其进水虹吸管的真空，使环形配水槽内的水不再进入，此时它仍在继续工作，但随着水位的下降，滤速逐渐降低。当滤速显著变慢时，就利用真空系统抽出冲洗虹吸管中的空气，使之形成虹吸。开始时，单元滤池内的残存水通过冲洗虹吸管和排水管排出，当单元滤池内的水位降至低于集水槽内的水位时，反冲洗就开始。反冲洗水的流程是，来自各单元的水，通过集水槽进入冲洗单元滤池下部的配水系统，自下而上通过滤层，随后经冲洗虹吸管和排水管排出。当反冲洗排水较清时，将冲洗虹吸管中的真空破坏，冲洗即停止，然后再启动进水虹吸管，重新开始过滤操作。

冲洗水头一般采用 1.0～1.2m，这决定于集水槽和冲洗排水槽的水位差。滤池的平均反冲洗强度一般为 10～15L/(s·m²)，反冲洗时间为 5～6min。

一个单元滤池反冲洗所需的水来自虹吸滤池中其它正在工作的各单元滤池的过滤水，因此一个单元反冲洗时，整个滤池的送水量将减少。

在一个单元滤池反冲洗时，其它各单元的滤速会相应地增加，因为整个滤池的进水量不变，故各单元的进水量有所增加。

虹吸滤池应采用小阻力配水系统，因为反冲洗水的水头较小。为此滤料的颗粒大小要适中，不宜太粗，以免由于膨胀度不足造成冲洗不干净。

8－7 混凝过滤

水处理实践表明，当用混凝沉淀法处理低浊度水时，澄清池出水的残留浊度较高。此时，为了提高澄清效果，必须加大混凝剂剂量或在投加混凝剂的同时投加助凝剂。因此，对低浊度水，采用澄清一过滤系统并不适宜。为了满足高压锅炉对炉水低含硅量的要求，有时生水浊度较低，而其胶体硅含量较高，则仍需进行混凝处理。此时可以不设澄清设备，而直接在过滤装置内进行混凝和过滤，这就是所谓的混凝过滤。在有的文献中称它为一次澄清过程，因为它是在同一设备中将混凝和过滤两个过程一次完成。

混凝过滤的运行方式有多种，但按其过滤特点，大致可归纳为两类；一是直流混凝过滤(简称直流混凝)，另一种是接触混凝过滤。近年来，在实现这两种类型的混凝过滤方式上，先后出现了变孔隙过滤和高速双流过滤等新型过滤装置，现分别叙述于下。

(1) 直流混凝过滤

直流混凝过滤指的是，将加有混凝剂的水自上而下地通过滤

层。一般将混凝剂溶液加在过滤器前约为 $50d$（d 管道直径）距离的进水管道中，这样就能保证水和药剂充分混合和水解，但又不使水中形成微凝絮。当水进入过滤器后，絮凝过程在凝层中进行，此时滤料颗粒起接触介质的作用，这种作用与澄清池中以泥渣作为接触介质相同，只是在这里作为接触介质的滤料颗粒更多，颗粒的表面积更大。因此，用直流混凝过滤处理低浊度水时，其加药量要低于澄清池，因为这时混凝剂的作用仅用来消除水中浮杂质的稳定性，使它们易于在滤料颗粒表面粘着。

直流混凝过滤的过滤过程与普通过滤器相同，因此它也有截污能力较低的问题，一般它适用于浮物含量不大于 100mg/L 的水。若将双层和多层滤料用于直流混凝过滤，由于过滤条件的改善，则可以处理浮物含量达到 150mg/L 的原水。不论是采用单层，还是双层、多层滤料，在用直流混凝过滤时，必须采用较低的流速。

(2) 接触混凝过滤

接触混凝过滤指的是，加有混凝剂的水自下而上地通过滤层的运行方式。在这种过滤方式下，水首先接触到的是粗颗粒滤料，后接触的是细颗粒滤料，这样水的混凝过程和过滤过程均可深入到滤层中，从而提高过滤器的截污能力。在这种过滤器中，由于滤层中截留的悬浮颗粒沿层高比较均匀分布，因此水头损失的增长速度较缓慢。接触混凝过滤适用于浮物含量不大于 150mg/L 的水。

接触混凝过滤所用的滤层高度一般为 2m。用石英砂作滤料时，它的粒径为 0.5～2.0mm。接触混凝过滤所采用的流速，应使滤层不浮动为前提，其值的大小与滤层高度和滤料的密度有关。一般流速控制在 5m/h 左右。为了提高流速，又不使滤层浮动，可在滤层上部设置一多孔隔板，起到抑制滤料乳动的作用。最近，武汉水利电力学院研制成了不设多孔隔板的接触混凝过滤器，它具有设备简单、投资低和能在高速下运行的优点。

(3) 变孔隙过滤

变孔隙滤池是一种专为混凝过滤设计的过滤装置，在这种滤池中装有两种粒径不同的滤料，其中粒径在 1.2～2.8mm 之间的大颗粒占总滤料的 96%左右，粒径在 0.5～1.0mm 之间的小颗粒占 4%左右，滤层的高度即为粗滤料层的高度，因为细滤料分散在粗滤料的孔隙中，不占有高度。按这种滤料配比组成的滤层，它的孔隙率约为 39%，这种以粗滤料为主，加有少量细滤料的滤层结构，会使水流通道很曲折，从而使孔隙内各部分水流速度有较大的差别。这样，当那些微小的悬浮颗粒通过滤层时，很容易在这些速度变动大的部分发生碰撞和絮凝，直至它们长大到足以被滤层截留下来。

运行经验表明，保证变孔隙滤池正常运行的关键是反冲洗。变孔隙滤池通常采用气水反冲洗。其过程如下：先用水反洗，反洗时间为 2min，然后用空气擦洗，同时配以水反冲洗，时间为 2min，最后用水反冲洗 2min。反冲洗强度控制在 15～16L $(s \cdot m^2)$。

(4) 高速双流过滤

图 8－13 所示为压力式高速双流过滤器的结构。它是近年来研制成的一种新型过滤装置。它的运行方式如下：生水在压力式混合器中与混凝剂混合后，输入到过滤器下部，这里由于水的旋转分离作用，生水中较重的悬浮颗粒在此沉淀，并在底部排污时被排除。送入的水向上通过碎石层，过滤掉粒径较大的浮物，水得到初步过滤。由于这一初滤过程也有搅拌作用，所以可使微小的絮状物长大，进行第二次过滤。而另外大约有 1/4～2/5 的一次过滤水自底部集水管引出，经外部管道，从上部漏斗输入到

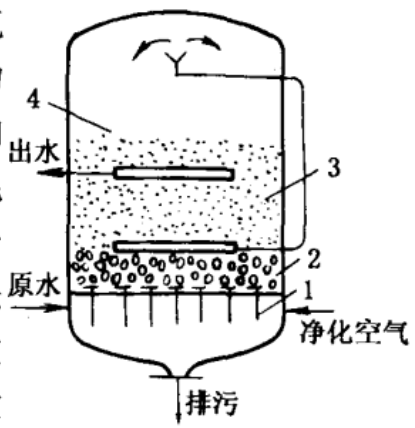


图 8－13 高速双流过滤器
1—长柄水帽；2—碎石层，d＝12～25mm，层厚 200mm；3、4——砂粒

砂层上面，按向下流方式进行第二次过滤。这两部分二次过滤水均由中间集水管送出。碎石层上的砂粒的粒径一般控制在0.9～1.35mm之间。中间集水管将砂层分成上下两层，上层厚度为700mm，下层厚度为800mm。

这种过滤器对清洗要求高，因为它下部装有碎石层，如只用水反冲洗，很难使其流动，因此采用水和脉冲通空气的方法清洗。过滤器的反清洗过程如下：在水反冲洗(流速5～7m/h)的同时，按脉冲方式通入压缩空气，即进气1min［80m^3/(m^2/h)］，停30s(反冲洗水不停)，如此反复约10次，随后用30～40m/h的水流速度反洗滤层。

第九章　纤维深层过滤器

深层过滤与利用筛网或纤维织物表面过滤不同，它是利用滤料间的孔隙进行过滤的过程，其特征是过滤作用产生于滤料内部，同时每个孔隙具有从流经它的流体中截留颗粒的可能性。

在深层过滤中，粒状滤料应用最早又最广泛，主要是石英砂、无烟煤、石榴石、平板石、活性炭，最近又有陶粒、玻璃珠、聚乙烯发泡塑料珠等。粒状滤料由于反冲洗后的水力筛分作用，使滤料形成沿水流方向粒径由小到大的分布，过滤效率则由高而低的不合理现象，从而导致滤料层不能充分发挥过滤效果，过滤器的滤速、过滤效率和截污容量都难以得到大幅度的提高。为了克服这一缺点，人们采用多层滤料，这样做在一定程度上提高了滤速和滤料层的截污容量，延长了过滤周期。然而，在实际应用中，这种多层滤料的深层过滤器也存在明显的不足，如滤料来源受限制，加工复杂以及容易发生严重滤料混层和流失现象，从而限制了这一技术的广泛应用。总之，采用粒状滤料的传统深层过滤技术，始终是围绕着改变滤料的粒径、密度的方法来调整滤速、过滤效率、截污容量和清洗方法，通过对过滤机制的剖析表明，这种方法具有明显的局限性。

以软填料——纤维代替传统的粒状滤料是深层过滤技术发展史上的一种大胆革新。由于纤维滤料具有巨大比表面积(最大可高达每克物质的表面积超过 $2000m^2$)和纤维床层的高孔隙度(一般均在 80%以上)等突出优点，故一经应用，便显示出极大的优势。

早期的纤维深层过滤器中纤维排列方式有两种：杂乱无序的排列和规则排列。前者如毡层，后者如线绳式滤蕊，它们的主要

不足之处是缺乏有效的清洗手段。毡层一般形成一个整体相互缠结在一起，滤层内部不容易清洗；而线绳式滤蕊的截污容量较低，反洗时，滤层内部截留的泥渣不容易洗出，使用寿命很短。

随着合成纤维工业的发展，可供选择的纤维种类和数量越来越多，主要有聚酯纤维、丙纶纤维、玻璃纤维、尼龙及碳纤维等等，纤维的物理和化学性能也有了很大的提高。同时，各种利于反洗再生的高效新型结构也不断出现并得到广泛应用。本章着重介绍几类具有代表性的纤维深层过滤器。

9－1　纤维球过滤器

80年代初，日本尤尼奇卡公司首先研制成功了纤维球过滤器。1981年，该公司研究人员将长纤维改成短纤维，形成杂乱短纤维深层床。当反冲洗时，纤维层像石英砂床层一样膨胀，容易反冲洗，但是短纤维仍容易流失。以后，又进一步改进，用水力搅拌方法，使短纤维相互缠结成纤维块，如图9－1所示。但是纤维块并不牢固，1983年，改用静电植毛方法，将2～50mm长的短纤维植在多面体如球体、椭圆体、圆柱体、板状体及中空柱状体等载体表面，形成图9－2所示的滤料。但这种滤料加工比较困难，也不牢固。以后用热处理方法进行卷曲加工，使纤维成为纤维块，如图9－3a所示，因纤维块呈球形，故在国内通称纤维球。若在其中加进活性炭粒，可同时去除水中微量悬浮物和微量有机污染物，见图9－3b。实验表明，纤维球过滤速度为砂滤器的3～5倍，经简单的反冲洗即可重复使用。据资料介绍能有效地去除0.5～10μm级的微小颗粒物。纤维球也有缺点，因纤维丝卷曲，相互缠结在一起，形成的球也比较硬。纤维球填充形成的床层具有颗粒床的结构特点。球相互之间无联系，空隙也比较大，容易穿透。反冲洗时，纤维球内部的积泥不容易反冲洗干净。如将纤维丝与活性炭混合在一起，再生、反冲洗更加困难。



图 9-1　纤维块



图 9-2　植毛纤维块



(a)



(b)

图 9-3　卷曲纤维块



图 9-4　纤维球剖面示意

清华大学环境工程研究所从 1983 年起对纤维球过滤器进行了研究，取得了许多理论和应用研究成果。本文讨论这种纤维球及其填充形成的床层结构特点、纤维球过滤形态学、过滤效率及水头损失理论、与其它类型滤料的实验比较等。

9-1-1　纤维球及其床层结构特征

(1)纤维球的结构特征

纤维球可用涤纶等合成纤维制成，其结构如下：取一束短纤维丝，在其中心结扎即形成富有弹性的球状。纤维丝基本上呈辐射状，球心处最密实。为便于说明，将纤维球分为三个部分：球心、1/2 半径处和边缘，如图 9-4 所示，此三部分在过滤及反冲洗过程中的性能不同。

表征纤维球特性的参数有：纤维丝直径(d)、纤维球直径(D)和纤维球密实度(δ)。纤维球密实度 δ 指单个纤维球中纤维丝所占体积百分比，代表纤维球的密实程度，直接影响纤维球过滤和反冲洗性能。计算式如下：

$$\delta = \frac{W}{\rho_f} \cdot \frac{1}{\frac{1}{6}\pi D^3} = \frac{6W}{\pi D^3 \rho_f} \qquad (9-1)$$

式中 W——纤维球重量；

ρ_f——纤维丝密度；

D——纤维球直径。

(2)纤维球床层结构特征

在滤柱内填装一定量的纤维球即形成床层。床层上部比较松散，纤维球基本上仍呈球状，球与球之间的空隙比较大；越接近床层下部，由于自重及水力作用，纤维球堆积得越密实，纤维球之间的纤维丝相互穿插，此时纤维“球”的个体特征已不重要，床层形成一个整体。整个床层，上部孔隙率较高，下部孔隙率较低，近似理想孔隙率分布，如图 9-5 所示。如果将清洁床层孔隙率 ε_0 取对数即 $\ln\varepsilon_0$，再对床层高度 L 作图，得图 9-6 所示直线，说明纤维球床层孔隙率 ε_0 分布特征是半对数分布。但是，床层上部同一横截面上的孔隙率分布不均匀，球内部纤维丝较厚，孔隙率比较小，球与球之间的孔隙比较大，相应的孔隙率比较高；床层下部同一横截面上孔隙率分布相对比较均匀。

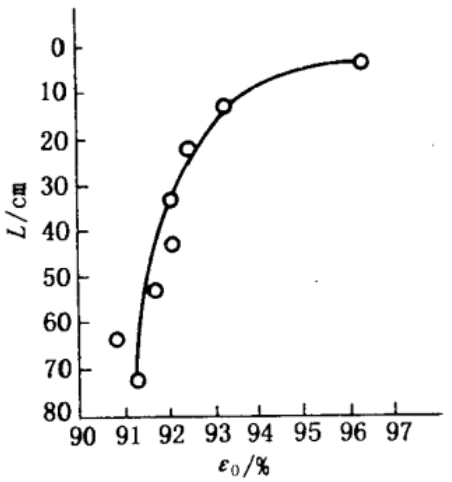


图 9-5 清洁纤维球床层 ε_0 分布

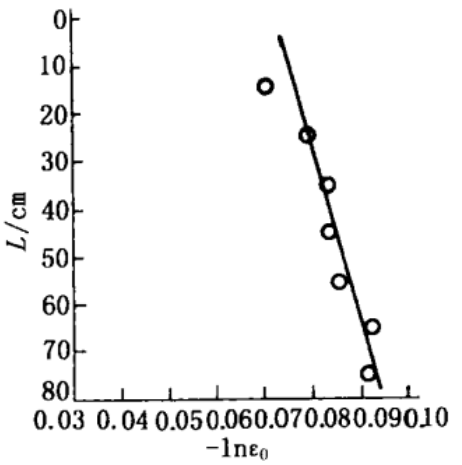


图 9-6 纤维球床层孔隙率 ε_0 半对数分布特征

纤维球床层孔隙率呈半对数分布的特征与颗粒滤料过滤中的多层滤料床层有根本性的不同。多层床的实现是选择不同粒径、密度的颗粒滤料搭配而成。大颗粒、小密度滤料在上部，小颗粒、大密度滤料在下部。表 9－1 是 Mohanka 实验过的五层滤料床层组成。

可见，滤床各层的孔隙率相差不大。根据水力半径计算公式：

$$r = \frac{\varepsilon}{S} \approx \frac{\varepsilon_0}{1-\varepsilon_0} \cdot \frac{1}{S_0} \tag{9-2}$$

式中 ε_0——清洁床层孔隙率；

S——床层比表面积；

S_0——滤料比表面积。

表 9－1 Mohanka 五层滤料组成

物理参数	聚苯乙烯塑料球	无烟煤	砂	大理石	磁铁矿
粒径/mm	3.175～2.057	1.676～1.405	0.853～0.699	0.599～0.500	0.500～0.422
水力直径/mm	2.50	1.14	0.60	0.467	0.418
孔隙率	0.35	0.425	0.464	0.47	0.42
比表面积/mm^{-1}	0.28	0.746	1.547	2.013	2.01

多层床的大孔隙(即大水力半径)的实现，是靠增大滤料粒径，减小滤料比表面积，而孔隙率基本不变。表 9－1 中五层滤料的最大粒径与最小粒径之比为 7.54，最小粒径比表面积与最大粒径比表面积之比为 7.19。这相当于在同一孔隙率下，小滤料合并成为大滤料，小孔隙合并成为大孔隙。而纤维球床层上部大孔隙的(即大水力半径)实现，是靠增大孔隙率 ε_0，滤料本身大小不变即滤料比表面积 S_0 恒定。相当于小尺寸滤料相互之间距离拉大，使每个小孔隙平均都增大，而不是小孔隙合并成大孔隙。

在颗粒多层床中，小孔隙合并成为大孔隙，虽然不容易发生

堵塞现象，但由于滤料比表面积大幅度下降，床层有效容量下降，床层很容易被穿透。相比之下，纤维球床层结构更合理，过滤效率应更高。

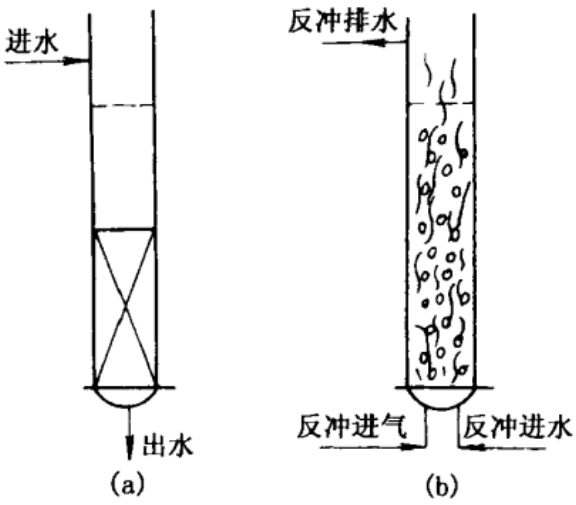


图 9-7　纤维球过滤与反冲洗方式示意
(a)过滤；(b)反冲洗

(3)纤维球过滤方式

纤维球的过滤方式为下向流过滤，如图 9-7 所示。当杂质颗粒穿透床层，出水水质恶化或床层水头损失超过允许值时，停止过滤，进行反冲洗。纤维球床层需空气和水联合反冲洗，仅用水不能将纤维球冲洗干净，需要空气的剧烈脉冲搅动。

9-1-2　纤维球过滤形态学

水流主要是绕过球的阴面从大孔隙流入下一层。所以，密实度越大时，这一现象越严重。在纤维球过滤过程中，含有悬浮粒子的水流过纤维球床层时，通过悬浮粒子与悬浮粒子、悬浮粒子与纤维表面的相互作用，使水中的悬浮粒子附着于纤维表面，积留于床层中，水得以净化。沉积附着的粒子以一定的形态结构存在于纤维表面及由纤维丝纵横交错形成的有限孔隙内。积泥形态学研究水中悬浮粒子与过滤介质接触的基本方式、积泥层形成过程、积泥存在形态及其对过滤过程的影响。水中悬浮粒子不断积留，使得床层孔隙结构不断变化，影响过滤效率和床层水头损失；积泥本身的形态结构直接影响床层对悬浮粒子的去除方式。对积泥层结构形态进行不同的抽象化处理，构成了各种描述过滤过程数学模型的出发点。而且，研究积泥本身的形态结构还可以解释许多由数学模型所无法解释的现象。可见，对积泥形态学的研究，有助于全面认识过滤过程，准确构造数学模型，指导实际

应用。

纤维球可以从床层中方便地取出，同时大部分保持其形态不变，然后可用高倍数的扫描电子显微镜观察和研究。初步研究结果如下：

(1)“阴阳面”现象

在下向流纤维球过滤中，随着过滤过程的进行，纤维球逐渐截留悬浮物，床层从上至下，土壤色不断加深，说明床层上部首先截泥，再逐渐下移。

床层中的纤维球或纤维丝迎着水流方向的上半部分称为“阳面”，背着水流方向的下半部分称为“阴面”。在过滤初期及床层上部的纤维球中存在着明显的“阴阳面”现象，纤维球“阳面”土壤色比较深，积泥比较多，而阴面“积泥”比较少，甚至几乎没有积泥，仍呈开始时的白角，纤维球密实度越大，单个纤维球所含纤维丝越多，“阴阳面”现象越显著。有人称之为“雪帽”现象，恰似雪山上的雪帽。导致这一现象的原因是由于床层上部纤维球首先积泥，尤其是粒径较大的悬浮粒子易于沉积于纤维球“阳面”；加之上部床层孔隙分布不均匀，球与球之间的孔隙较大。

借助扫描电子显微镜可清楚地观察到，在纤维丝上也存在“阴阳面”现象，纤维丝愈细，这一现象愈不明显。

(2)积泥的均匀“壳层”结构

在过滤中间阶段及在床层深处，纤维丝上的积泥基本上呈均匀壳层结构，形如一个“鞘套”。在床层深处，纤维球堆积得比较紧密，单根纤维丝上的积泥“阴阳面”现象持续时间较短，随着积泥的不断增加，其在纤维丝上的分布逐渐变得比较均匀，“鞘套”不断变粗。总体而言，床层上部积泥颗粒比较粗大，下部颗粒比较细小。许多研究人员在研究颗粒状及纤维状滤料过滤，建立数学模型时，都假定积泥在滤料表面呈均匀分布。上述观察结果说明这一假设有客观基础。

(3)交叉点积泥与堵塞现象

在床层中，纤维球堆积在一起，纤维丝相互交错。研究发现，纤维丝交叉点处积留悬浮粒子的能力比单根纤维丝大，积泥量比较多。纤维丝相互交叉，形似“网”状，类似用滤布进行滤饼过滤，称之为内部滤饼过滤。

这一特征现象在过滤后期更为显著，导致该床层局部堵塞，床层水头损失急剧上升，使过滤周期缩短。纤维球过滤的这一堵塞机理与颗粒滤料过滤不同。在颗粒状滤料深层堵塞现象首先发生于喉管最细处，此堵塞处上下成为盲区或称滞水区，可称之为喉管堵塞机理，如图 9-8所示。

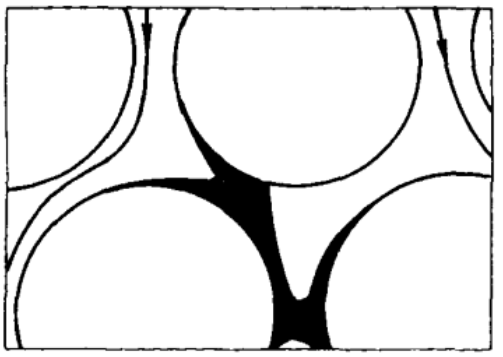


图 9-8　颗粒深层床喉管堵塞特征

(4)“影子效应”与积泥“毛刺”形态

纤维丝表面上的积泥层宏观上是均匀的，微观上是不均匀的。支配积泥颗粒在纤维丝表面上排列的主要是“影子效应”。当一个颗粒沉积于纤维丝表面某一位置时，就阻止其它粒子在其附近沉积，恰似一个“阴影”，故称影子效应。一个颗粒沉积于纤维丝表面某一位置，它就凸出丝表面，伸向孔隙内，提供了一个新的横截面区域，比其占据的纤维表面大，因而，此颗粒有更大的机率捕捉到迎面而来的悬浮粒子。当截留到第二个悬浮粒子时，就形成链状二粒结构。如果再继续截留悬浮粒子，按最理想的情况，链状二粒结构不断增大，形成一种类似“树枝”状的结构，称为“树枝”状形态。所以，第一个颗粒的沉积提供了一个链式“树枝”形成的接触基点。

运用扫描电子显微镜进行观察时，发现纤维丝上的积泥多呈“毛刺”状形态，大颗粒上截留有小颗粒。

水过滤中，积泥“树枝”状形态不如气体过滤中的“树枝”

状形态那样典型，主要是因为两种流体的性质相差比较大。气体的密度很小，过滤机理以惯性截留为主。气体的粘度也很小，分子自由程度比较大，悬浮粒子形成的“树枝”状形态受剪切力作用比较小，不易损坏，“树枝”可以长得比较大。而水的密度比气体大得多，惯性过滤机理并不重要；水的粘度也很大，积泥层受剪切力作用比较大，即使积泥形成比较长的“树枝”也容易塌折。因此，在水过滤中，积泥不以单个“树枝”形态存在，而是以抗剪切强度比较高的“毛刺”形态存在。

9－1－3　纤维球过滤传质效率与水头损失变化规律

下面着重讨论纤维球床层中悬浮物浓度及水头损失变化曲线。所用纤维球属涤纶丝纤维球，丝直径 $d_0 = 18\mu m$，球直径 $D = 32mm$，球密实度 $\delta = 4.1\%$，纤维丝密度 $\rho_i = 1.38$。床层深度为 80cm，滤速 30m/h，进水悬浮物浓度 70mg/L。图 9－9 至图 9－13 分别为床层的孔隙率、积泥量、悬浮物浓度、水头损失与比阻沿床层分布曲线。

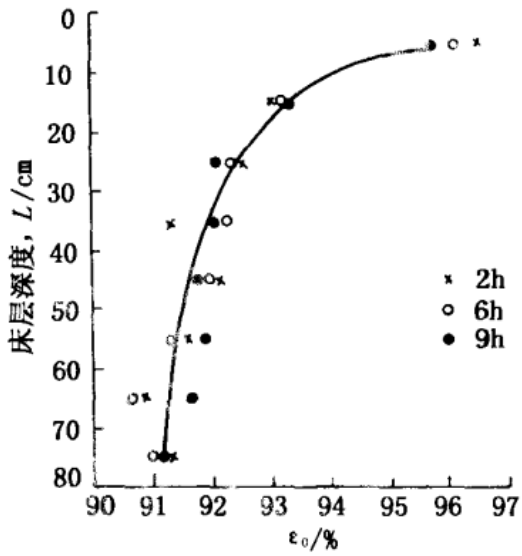


图 9－9　清洁床层孔隙率 ε_0 分布曲线

(1)实验现象描述

如图 9－9 所示，纤维球床层孔隙率分布上大下小，近似理想分布。在过滤过程中，积泥能够深入床层深处，因而床层的性质、过滤的规律可以得到充分地扩展。由图 9－10 可见，积泥分布曲线存在“峰值”，且峰值不断下移，说明纤维球床层内存在主要积泥工作区。而且工作区不断向床层深处推移，亦即床层是逐层积泥。同时，峰值上下两侧也在不断积泥，只是数量比较少。积泥工作区如此推移直至床层“衰竭”。如果床层中间某区段发生堵

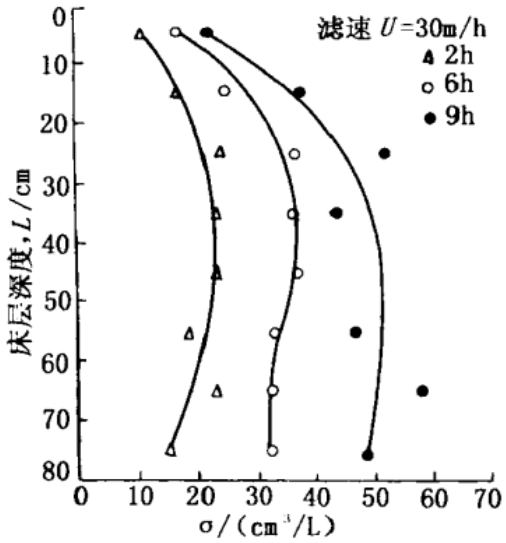


图 9－10　床层积泥量 σ_v 沿汀度分布曲线

性炭床层中，“S”型曲线限于工作区内，是床层的一段，在纤维球床层中，“S”型曲线展现于整个床层。

纤维球过滤中床层水头损失一般比较小，如图 9－12 所示。将图 9－12 中的曲线进行微分即得床层水头损失梯度或比阻分布曲线，如图 9－13 所示。比阻分布曲线也有“峰值”。说明床层下部孔隙率比较低，很少量的积泥就可能引起床层水头损失较多的增加，并且容易局部堵塞形成盲区或滞水区，如同积泥形态学研究中所揭示的那种内部滤饼过滤。

塞现象，积泥曲线的峰值不是下移，而是急剧增大，说明此时积泥主要集中于这一段，过滤变成内部滤饼过滤。这种情况应尽可能避免，所以应根据不同的水质选择合适规格的纤维球、床层填装方式及滤速等。

图 9－11 表示床层内悬浮物浓度分布曲线，曲线基本上呈“S”型，这现象非常类似活性炭吸附床及离子交换床的工作过程，所不同的是，在活

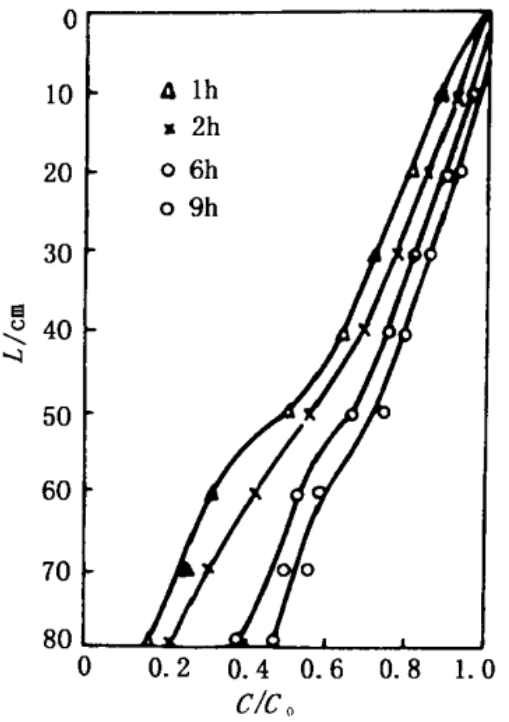


图 9－11　床层内悬浮物相对浓度比 C/C_0 沿深度分布曲线

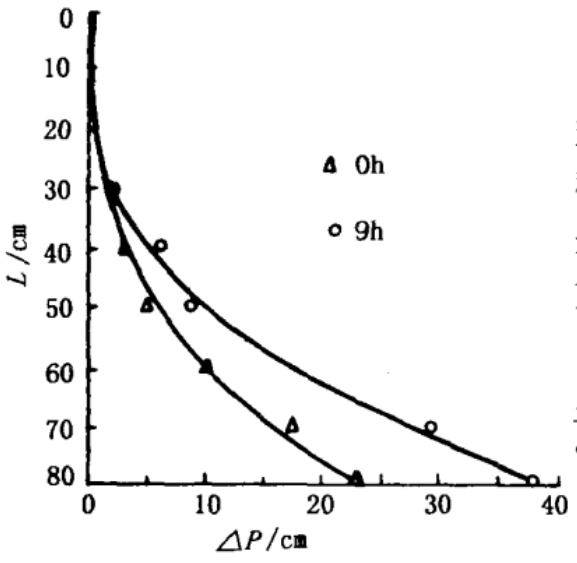


图 9－12　床层水头损失 ΔP 沿深度分布曲线

(2)数学模型

描写深层床过滤过程的数学方程包括物料平衡方程、传质效率方程和水头损失方程，称之为过滤的基本方程：

物料平衡方程：

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} + v\frac{\partial C}{\partial L} = 0 \qquad (9-3)$$

传质效率方程：

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = f_1(\varepsilon_0、\sigma、U、\mu) \qquad (9-4)$$

水头损失方程：

$$\frac{d\varphi}{dL} = f_2(\varepsilon_0、\sigma、U、\mu) \qquad (9-5)$$

①物料平衡方程。物料平衡方程的物理意义为被去除的悬浮物都转化为床层内的积泥，这一方程阐明了主要过滤参数 C、σ、L、t 之间的内在联系。

② 传质效率方程。深层床的过滤效率与进水浓度、床层结构、过滤速度等条件有关，如式9－4所示。最早的过滤传质效率动力学方程是Iwasaki于 1937 年根据过滤实验提出来的，即：

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = \lambda C \qquad (9-6)$$

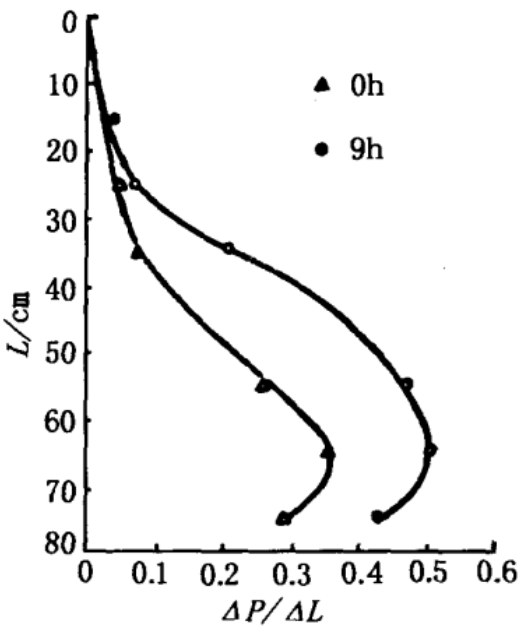


图 9－13　床层比阻 $\Delta P/\Delta L$ 沿深度分布曲线

λ 称为过滤系数，表示单位深度的床层过滤去除的悬浮物的比例。实验证明，式9-6仅适用于过滤开始阶段；在过滤过程中间，由于床层内积泥不断增加使床层结构变化而不适用，或说 λ 不是常数，而是一个变量。

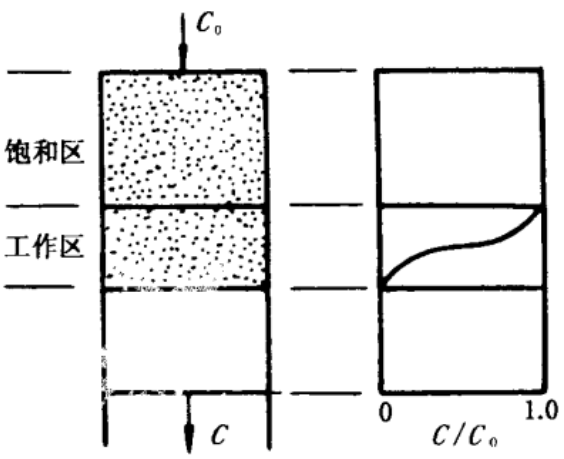


图9-14 活性炭吸附床浓度分布特征曲线示意

Ives及其他许多人在研究颗粒深层床过滤过程中，从实验及理论方程的简化式中都证明，过滤系数 λ 与 σ/ε_0 项相关联。但是，颗粒深层床空隙率 ε_0 比较低，而纤维球床层空隙率 ε_0 相当高，其 ε_0 的变化不如$(1-\varepsilon_0)$的变化影响显著。因此，根据图9-11中过滤中间阶段的数据计算出 λ 值，并对 $\sigma/(1-\varepsilon_0)$作图得图9-15。可见，λ 与 $\sigma/(1-\varepsilon_0)$成直线关系，即：

$$\lambda = \lambda_0\left(1-\beta\frac{\sigma}{1-\varepsilon_0}\right) \qquad (9-7)$$

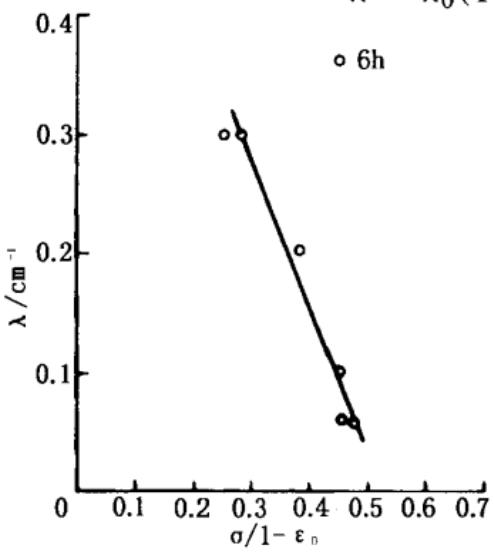


图9-15 λ 与$\sigma/(1-\varepsilon_0)$关系图

式中 λ_0——清洁床层过滤系数；

β——系数，与纤维球种类、规格、过滤条件及过滤时间有关。

式9-7只适用于过滤中期，不适用于过滤初期，以及后期的堵塞阶段。将式9-7代入式9-6或9-3得：

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = \lambda_0\left(1-\beta\frac{\sigma}{1-\varepsilon_0}\right)\cdot C \qquad (9-8)$$

式 9-8 和式 9-9 说明纤维球的过滤效率与水中悬浮物通量(UC)成正比，随着积泥量 σ 的增加而降低。式 9-7 是经验关系式，系统的理论方程正在研究之中。

③ 水头损失方程。深层床过滤中水头损失是床层结构、积泥量、滤速及流体性质的函数，如式 9-5 所示。在颗粒深层床过滤中，床层孔隙率比较低，流体在床层孔隙通道中的流动可抽象为流体在半径等于水力半径的毛细管中流动，由此推导所得的水头损失方程即为 Carman - Kozeny 方程。纤维球床层孔隙率比较高，不适合 Carman - Kozeny 方程，适合用曳力理论求水头损失。此理论认为滤料介质对流体来说是一种“障碍物”，流体的流动对“障碍物”产生一种曳力，反之也可以说“障碍物”对流体产生一种阻力。阻力等于水头损失，其大小可由斯托克斯方程计算。本文引用曳力理论中的单元模型。

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = \lambda_0 \left(1 - \beta \frac{\sigma}{1 - \varepsilon_0}\right) \cdot UC \qquad (9-9)$$

单元模型假设纤维床层由许多“单元”组成，每个单元以纤维为中心，周围形成多边形的流体，单元内流体的流动情况与流体在床层中一样。这样，问题简化为在单元内应用斯托克斯方程。如果中心纤维周围是多边莆流体，称为多边形单元，如正边形、六边形、三角形、矩形等。单元内流体体积占单元的比例等于床层孔隙率，孔隙率越高，流体层越厚，单元越大。这样，实质上就是考虑了相邻纤维对中心纤维的影响作用。

各种单元方程都是在特定整剂单元下求得的，显然不完全适用杂乱排列的纤维球床层。本研究综合各种单元方程后求得一平均方程，最后结果为：

$$\frac{dp}{dL} = -\frac{80}{3} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\ln(1 - \varepsilon) + 1.437} \cdot \frac{\mu U}{d^2} \qquad (9-10)$$

式中 p——水头损失；

L——床层深度；

μ——水的粘度；

U——过滤速度；

d——纤维丝直径；

$\acute{e}$——床层孔隙率。

设床层初始孔隙率为 ε_0，随着过滤的进行，积泥不断增加，床层孔隙率不断减小，当床层湿体积比积泥量为 σ_v 时：

$$\varepsilon = \varepsilon_0 - \sigma_v \tag{9-11}$$

该清洁纤维的比直径为 d_0，随着积泥的增加，积泥随着在纤维丝上，由形态学研究知，在过滤中期，积泥在纤维丝上呈“壳层”结构，形似“鞘套”，从而使纤维丝有效直径增加。设纤维丝有效直径增量为 Δd，则：

$$d = d_0 + \Delta d$$

显然，Δd 与床层积泥量有关，σ_v 越大，Δd 越大，相关公式为：

$$\frac{d}{d_0} = \frac{d_0 + \Delta d}{d_0} = \sqrt{\frac{1-\varepsilon}{1-\varepsilon_0}} = \sqrt{\frac{1-(\varepsilon_0 - \sigma_v)}{1-\varepsilon_0}} \tag{9-12}$$

因此，求得 ε_0 和 σ_v 后，根据式(9-10)～(9-12)即可求得床层水头损失梯度 dp/dL。为了便于比较，将实验数据、Carman-Kozeny 方程与式(9-10)同绘于图 9-16 中。其中，为了方便，以渗透率系数 K 代替 $\mu U/(dp/dl)$。

由图 9-16 可见，Carman-Kozeny 方程与实验数据相差甚远，曳力理论(9-10)与实验数据吻合得相当好。与理论曲线相比，实验数据的分布有两个特点：一是在孔隙率较高即$(1-\varepsilon)$较小时，实验数据偏高，无因子渗透率系数 K/d^2 实验值比理论曲线高很多；二是在孔隙率较小即$(1-\varepsilon)$较大时，尤其是在过滤后期，实验数据比理论曲线低。导致这两种偏差的原因分别是“沟流”现象和“堵塞”现象。

在纤维球床层上部，纤维丝相对集中于球心附近，纤维球填装得比较疏松，球与球之间的缝隙比较大，使得大部分水流从此

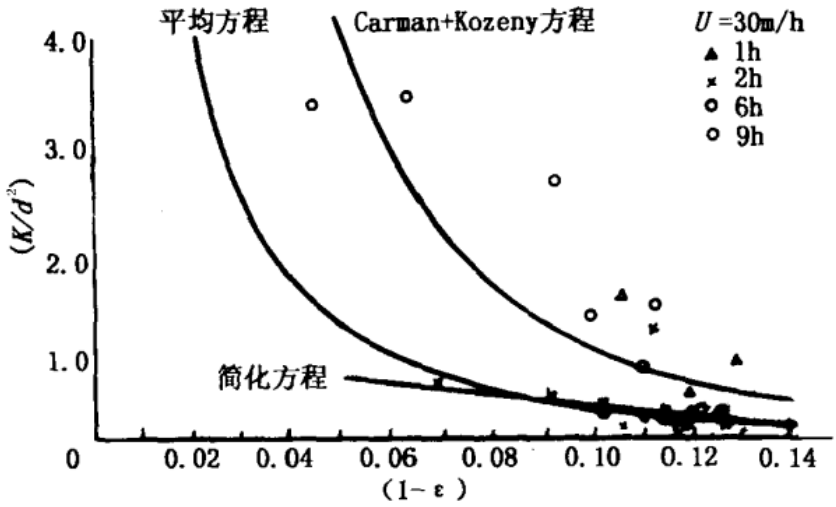


图 9-16　纤维球过滤水头损失实验数据与理论议程比较

流过，称之为沟流、短路现象。这一现象导致测得的水头损失异常地低，由此计算出的渗透率系数远高于理论曲线，而且杂乱没有规律。

在床层下部，纤维球相互挤压在一起，沟流现象不明显，随着积泥不断增加，纤维丝之间的积泥可能逐渐互相联接，堵塞部分孔隙，形成滞水区，尤其是在过滤后期便突出，使测得的水头损失比理论值高，由此计算出的渗透率系数低于理论曲线。

剔除图 9-16 中因沟流现象偏离较远的数据，可见其余数据集中于$(1-\varepsilon)$为 0.05~0.15 即孔隙率 ε 为 85% ~95% 范围，此时式 9-10 可简化为一条直线，将实验数据回归得出：

$$\frac{K}{d^2} = -7.5(1-\varepsilon) + 0.93 \tag{9-13}$$

以 $\mu U/(dp/dl)$ 代入上式得：

$$\frac{dp}{dL} = \frac{\mu U}{d^2} \cdot \frac{1}{0.93 - 7.5(1-\varepsilon)} \tag{9-14}$$

简化后所得的直线方程与实验数据吻合得更好，应用更方便。

9－1－4　纤维球过滤与其它形式的滤料过滤比较

本项研究包括在实验室自配高岭土水进行的过滤实验；在某印染厂污水处理现场对接触氧化生物处理二次沉淀池出水进行实验；在某毛纺厂进行二级生物处理出水的过滤实验；针对城市污水，曾在 H 市进行污水直接过滤实验；在 D 市污水处理厂与 T 市污水处理厂进行二级处理与一级处理出水的过滤实验。兹将现场实验的实验数据列于表9－2，从表9－2可见，过滤周期与周期截泥量随过滤水质及滤速而异。过滤水的悬浮物含量在一般情况下都能在 10mg/L 以下。

现场实验中，曾将自制纤维球与砂、陶粒及煤－砂双层滤料进行比较。实验结果表明，如果采用同样的滤速，则纤维球过滤周期将比砂大 3 倍，比陶粒滤料与煤－砂双层滤料增长一倍。尤其在水中含悬浮物较大时，更能显示出采用纤维球过滤的优点，即截泥容量大和耐冲击负荷。

在单层砂或陶粒床层中，水头损失集中于床层表面几厘米范围之内，如图 9－17 所示，说明截泥主要在滤床表层，下部大部分床层容量未发挥作用，煤－砂双层滤料稍好。从图 9－12 可见，纤维球床层中水头损失分布于整个床层深度。水头损失是由床层结构决定的，由于纤维球床层结构更为合理，因此其过滤周期比较长。

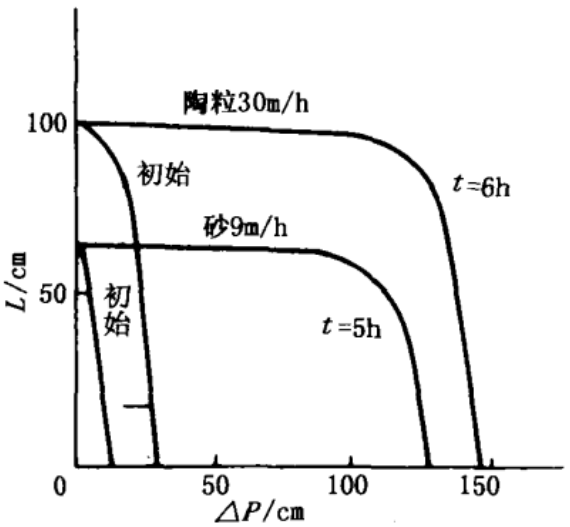


图 9－17　滤床水头损失沿床层变化情况

曾将自制纤维球与日本纤维球（扁椭圆形，纤维长 15～20mm，滤球直径 10～30mm，丝径 20～50μ）进行比较实验，如图 9－18 和图 9－19 所示。结果表明，日本纤维球水头损失比较小，但水

表 9－2　纤维球过滤污水现场试验数据

试验时间 现场名称	纤维球 特　性	过　滤 水　样	滤速/ (m/h)	悬浮物/(mg/L)		过滤周期/h	周期截污 量/(kg/m²)
				进　水	出　水		
1984 年 4～6 月 某印染厂	d33mm 丝 65～ 75μm 重 1.36g	接触氧化池 出水	15	58.0	<5	7.2	6.03
			20	18.1～78.4	<5	3.75～17	5.5
			30	28.0～37.4	<5	4.2～5.5	3.96～5.84
			40	21.7～60.0	<5	1.8～5.75	4.03～4.53
1985 年 4 月～ 1986 年 6 月某毛 纺厂污水车间	d35～45mm 丝 20.2～33μm 重 0.51～1.47g	沉淀池出水	20	27.0	0.7	7.6	4.02
			30	8.6～17.0	0.1～0.3	4～12.8	2.03～3.19
		氧化池出水	20	37	3.0	8.3	5.64
			30	59	3.0	4.0	6.72
		调节池出水	20	20.0～30.0	1.0～5.0	4.0～6.0	2.09～2.28
			30	21.0	3.3	1.75	0.93
1984 年 7 月 H 市东污水泵房	d33mm 丝 65～ 75μm 重 1.36g	城市排水 管道污水	15	106.6	9.1	7.5	14.9
			20	52.6	6.2	7.0	6.50
1988 年 1 月 D 市 污水厂	d30mm 丝 50μm 重 1.08g	二级处理 出水经沉淀	10	10～45	2～30	24	
			20	8～128	2～7	24	
1988 年 1 月 T 市 污水厂	d30mm 丝 50μm 重 1.08g	一级处理 出水	10	40.3	11.4	34	9.8
			15	47.9	8.0	19	11.2
			20	45.0	9.4	14.5	10.3
			25	55.2	10.9	11.5	12.8
		二级处理 出水	10	9.3	1.6	110	8.5
			20	7.1	0.8	36	4.5
			25	7.6	0.9	25	4.2
			30	6.8	0.8	21.6	3.9

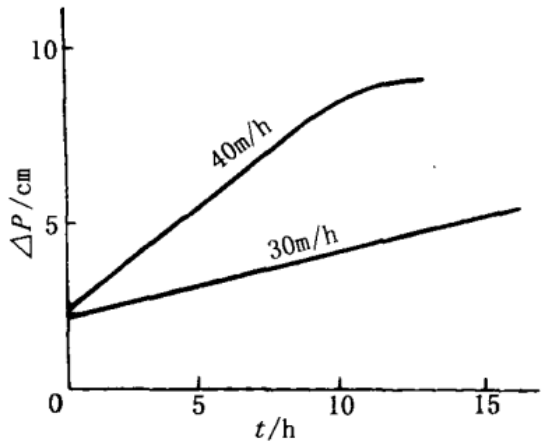


图 9－18　日本纤维球滤层水头损失随时间变化情况

中悬浮物容易穿透，经一定时间后出水水质变差，自制纤维球水头损失较日本纤维球大，悬浮物不易穿透，出水水质一直比较好，过滤周期长，但在过滤后期，水头损失急剧上升。其原因是日本纤维球比较硬，纤维丝在球内卷曲成一团，类似蚕茧，在床层中球与球之间的纤维丝互不交插，球与球之间的空隙比较大，即床层孔隙率分布不均匀，因而在过滤中容易产生沟流、短路现象，导致日本纤维球水头损失小，容易穿透。自制纤维球，因其纤维丝呈辐射状，在床层中相互交插，球柔软易压缩，不容易产生沟流现象，过滤效率比较高，但是在过滤后期容易产生堵塞现象，使得水头损失迅速上升。

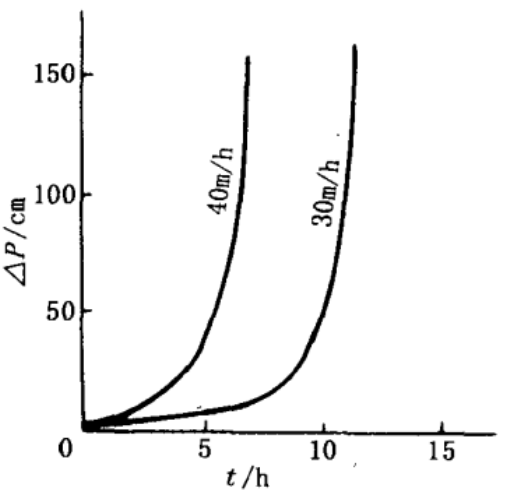


图 9－19　自制纤维球滤层水头损失随时间变化情况

通过上述研究表明，纤维球滤料具有滤速高、截泥量大、工作周期长等特点，但过滤效率与颗粒状滤料相比未能显示出优势。其主要原因是：纤维球内积存的泥渣难以清洗干净，过滤工作时，纤维球被压缩变形，释放出一部分泥渣污染了过滤出水，这一现象随着纤维球使用时间的增长而逾加明显。

9－2　高效纤维过滤器

高效纤维过滤器是由东北电力学院刘凡清教授研究发明的一种结构新颖的纤维过滤器，获国家发明三等奖、第四十五届布鲁塞尔世界发明与工业进步尤里卡金奖。它采取了一种特殊而简单的方式，克服了原有纤维过滤器的缺点，更好地发挥了纤维状滤料的特长。这种过滤器的诞生，对解决水污染和缺水问题，适应生产和生活对用水质量日益严格的要求，已发挥出重要作用。

纤维状滤料在清洗时，为保证清洗彻底，需使其处于完全松散状态，而在过滤时，为保证过滤效率，又要求纤维处于一定的压实状态。上述两种要求是矛盾的。高效纤维过滤器很好地解决了这一矛盾，它采取将若干松散的长纤维束一端挂于支撑物上，另一端挂一牵引物，即构成了滤层，此时纤维滤料处于松散状态，易于清洗。在纤维滤层的内部或外围，至少设置一个不透水的柔性材料构成加压室。过滤时，在加压室内充一定体积的水(根据需要也可充其它液体或气体)，纤维滤料被压缩到一定的堆积密度，保证了过滤效率；清洗时，排挤出加压室内的水，纤维滤料被完全放松，可保证清洗效果。

9－2－1　滤料、滤层特征

对于去除水中悬浮物，不同化学结构的纤维，其过滤性能无明显差异。丙纶纤维，由于价格低廉、化学性质稳定、强度好且密度小，所以一般的水处理场合选择丙纶长丝作滤料。这种材料对水中的悬浮颗粒没有特殊的活性，过滤吸附水中的悬浮物属表面物理吸附，吸附力较弱，吸附泥渣后，可用水和压缩空气擦洗的物理方法再生。

如图9－20所示为高效纤维过滤器的过滤层态。过滤时，在加压室内充入一定体积的水(这时加压室并未处于充满状态)，纤维滤层被加压室分隔成过滤空间Ⅰ和加压空间Ⅱ。在过滤横截面上(如图9－20的A—A截面)，加压室会依据周围纤维的堆积密

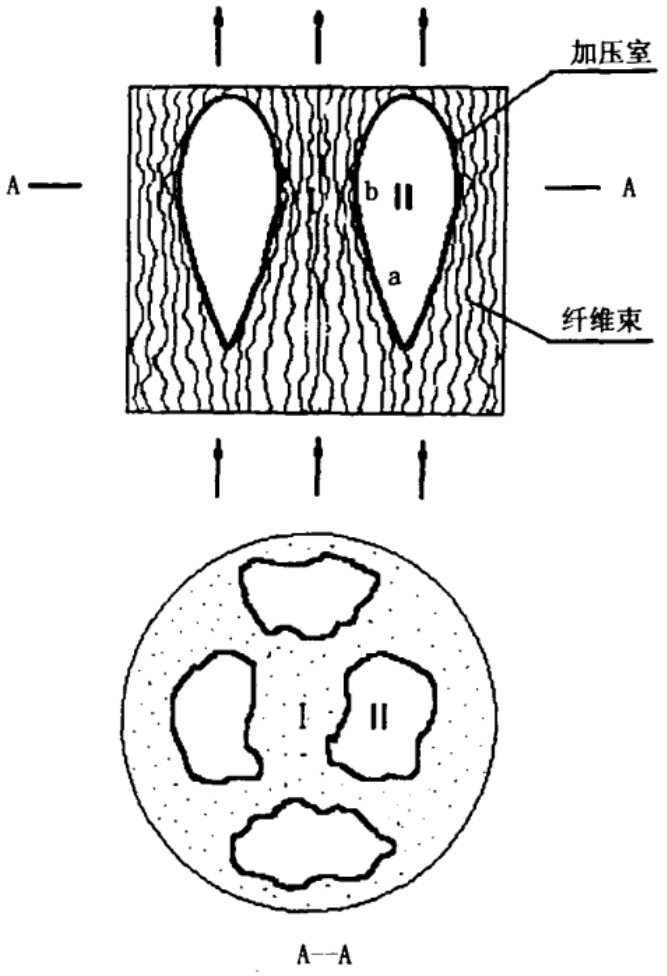


图 9-20　高效纤维过滤器的过滤层态示意

度而自动取向，使纤维密度趋于均匀，避免偏流现象的发生。在加压室及水力的作用下，滤层会自动形成沿水流方向滤层孔隙逐渐变小的状态。

设 $P_{Ⅱa}$、$P_{Ⅱb}$分别为 a、b 两点处加压室空间侧水的静压；$P_{Ⅰa}$、$P_{Ⅰb}$分别为 a、b 两点处过滤空间侧水的静压；$P'_{Ⅰa}$、$P'_{Ⅱb}$分别为 a、b 两点处过滤室侧纤维的支撑压，由于加压室壁是柔软而松弛的，那么$(P_{Ⅱa}-P_{Ⅰa})$、$(P_{Ⅱb}-P_{Ⅰb})$分别为加压室对 a、b 两点处纤维的挤压力。

在加压室压缩纤维时，$P_{Ⅱa}-P_{Ⅰa}>P'_{Ⅰa}$、$P_{Ⅱb}-P_{Ⅰb}>$

$P'_{Ⅰb}$，纤维支撑压 $P'_{Ⅰa}$、$P'_{Ⅰb}$逐渐增大。一定时间后，$P_{Ⅱa}-P_{Ⅰa}=P'_{Ⅰa}$，$P_{Ⅱb}-P_{Ⅰb}=P'_{Ⅰb}$，即达到平衡。

根据实际流体的动力学方程式，可推导出如下关系式：

$$(P_{Ⅱb}-P_{Ⅰb})-(P_{Ⅱa}-P_{Ⅰa})=\gamma h_{ab}+(V_b^2-V_a^2)\gamma/2g \tag{9-15}$$

式(9-15)中 h_{ab}为水在过滤空间从 a 流到 b 的压头损失，V_b、V_a 分别为 b、a 两点处的水流速度。

过滤器内水流速度很小，一般<0.1m/s，式(9-15)的动压头项$(V_b^2-V_a^2)\gamma/2g$ 相对于压头损失项γh_{ab}可忽略，那么

$$(P_{Ⅱb}-P_{Ⅰb})-(P_{Ⅱa}-P_{Ⅰa})\approx\gamma h_{ab}>0$$

式(9-15)表明，加压室对纤维的挤压力沿水流方向逐渐增大。这样在平衡时，沿水流方向纤维堆积密度逐渐增大，滤层孔隙直径和孔隙率逐渐减小，即形成变孔隙滤层。这正是深层过滤所需要的理想层态。加压室制作成类似形状是这样，不作成类似形状若尺寸足够大也会自动形成此状态。

由式(9-15)，加压室对纤维的挤压力 b 点较 a 点的差距随之增大。由于加压室内水的体积一定，只能是加压室上部逐渐有所膨胀，下部逐渐有所收缩，整体滤层的压实程度不会变化。

9-2-2 过滤效率、水头损失公式的建立

根据粒状滤料导出的有关公式对纤维状滤料也应是适用的，二者之间的形状差异反映在公式中只差一个常数。

O'Melia 和 Yao 等人在 1970 年前后推导出如下公式：

$$C=C_0e^{-3/2(1-\varepsilon)\eta\eta_c L/dc} \tag{9-16}$$

式中 L——滤层厚度；

C_0、C——分别为水流通过 L 厚滤层前后悬浮物浓度；

ε——滤层孔隙率；

$1-\varepsilon$——滤料堆积密度；

dc——滤料直径；

η——有效碰撞次数与总碰撞次数之比，与混凝效果有关；

η_c——水中颗粒撞击某单元滤料的速率与流向该单元滤料的速率之比。

η_c 可用式(9-17)表示：

$$\eta_c = (\eta_c)_D + (\eta_c)_I + (\eta_c)_G \qquad (9-17)$$

式中$(\eta_c)_D$、$(\eta_c)_I$、$(\eta_c)_G$ 分别表示扩散作用、截除作用和重力作用的分效率，且有如下关系：

$$(\eta_c)_D = 0.9(KT/\mu d_p d_c \cdot V_i)^{2/3} \qquad (9-18)$$

$$(\eta_c)_I = 3/2(d_p/d_c)^2 \qquad (9-19)$$

$$(\eta_c)_G = (\rho_s - \rho_L) g d_p^2 / 18\mu V_i \qquad (9-20)$$

式中 K——玻尔兹曼常数；

T——绝对温度；

d_p——水中颗粒直径；

V_i——孔隙流速；

μ——水的绝对粘度；

ρ_L——水的密度；

ρ_s——水中颗粒的密度；

g——重力加速度。

式(9-18)、(9-19)、(9-20)充分反映出各因素对过滤的影响，并且可分析出某因素改变时各种迁移作用主次地位的变化。纤维状滤料与颗粒状滤料在滤料直径 d_c 及孔隙流速 V_i 两参数上存在着明显差异，前者 d_c 约是后者的 1/20，甚至更小；V_i 约是后者的 2~3 倍。颗粒状滤料过滤器的迁移机理以扩散、截除和重力作用为主，说明$(\eta_c)_D$、$(\eta_c)_I$、$(\eta_c)_G$ 在同一个数量级，即最大者与最小者之比小于 10。当 d_c 和 V_i 发生上述变化时，由式(9-18)、(9-19)、(9-20)可以看出$(\eta_c)_D$ 和$(\eta_c)_G$ 相对$(\eta_c)_I$ 可忽略不计。即：

$$\eta_c \approx (\eta_c)_I = 3/2(d_p/d_c)^2 \qquad (9-21)$$

将式(9-21)代入式(9-16),就得到反映纤维状滤料过滤效率的公式:

$$C = C_0 e - 9/4(1 - \varepsilon)\eta d_p^2 / d_c^3 L \qquad (9-22)$$

滤层内部还存在同向絮凝作用,同向絮凝作用大小,可用 GT 值来衡量。1970 年 Ives 提出如下公式:

$$GT = 13.4(1 - \varepsilon)/\varepsilon \cdot L/d_c \qquad (9-23)$$

过滤时滤层水头损失大小是影响运行经济性的重要因素。1964 年 Camp 推导出如下公式:

$$h_f = 184\mu/\gamma\alpha^2(1 - \varepsilon)^2/\varepsilon^3 \cdot V/d_c^2 \cdot L \qquad (9-24)$$

式中 h_f——水头损失;

V——过滤流速;

α——形状系数;

γ——水的重度。

由式(9-22)可以看出,增大滤料的堆积密度$(1 - \varepsilon)$,提高混凝效果(增大 η),增大水中悬浮颗粒的直径(dp),减小滤料直径(dc),增加滤层深度(L)均可显著提高过滤效率;流速对过滤效率没有影响。这一点与石英砂过滤器不同,但却与纤维球过滤器和纤维束过滤器的性能相一致,与实验数据基本相符。

由式(9-23)可以看出,增大滤料的堆积密度$(1 - \varepsilon)$,减小滤层孔隙率(ε)和滤料层直径 dc,增加滤层厚度(L),可增大 GT 值,进而增大水中絮凝颗粒的直径(dp),提高过滤效率。

由式(9-24)还可看出,为提高过滤效率而增大滤料的堆积密度,减小滤料直径,同时会增大滤层的阻力。如果阻力变得太大,就将得不偿失。其实,高效纤维过滤器的过滤阻力并不算大,这是纤维的堆积密度和形状系数较小的缘故。

高效纤维过滤器纤维层的通水缝隙可看成若干截面不规则的毛细管,从管道沿程阻力计算公式出发,我们推导出纤维滤层水头损失计算公式如下:

$$h_f = 32\mu/\gamma \cdot (1-\varepsilon)^2/\varepsilon^3 \cdot V/d_c^3 \cdot L \qquad (9-25)$$

式(9-25)与式(9-24)在形式上非常相似，式(9-25)应能更准确反映实际情况。比较(9-24)、(9-25)两式得形状系数 $\alpha = 0.24$。可见高效纤维过滤器中纤维的形状系数是很小的。

高效纤维过滤器在加压室未充水时，$\varepsilon = 90\%$，$dc = 50\mu m$，代入式(9-25)；石英砂过滤器，$\varepsilon = 40\%$，$dc = 0.85mm$，$\alpha = 1.25$ 代入式(9-24)。计算得前后两者水头损失之比为 0.078。从而看出，尽管高效纤维过滤器采取很小的纤维直径，但滤层水头损失却较小。

此处需说明一点，由于纤维通水缝隙是弯曲的，而且随纤维品种和操作条件而变化，准确的 α 值需经实验确定。但由于纤维的弯曲度一般不大，所以上述取值是比较接近实际的。

根据上述理论分析，纤维滤层阻力比较小，增大纤维的堆积密度可显著提高过滤效率，因此可采取增大纤维堆积密度的途径改善过滤效果。但同时又要考虑清洗时能放松纤维层，使纤维处于松散状态。高效纤维过滤器设置加压室主要就是为了达到这一目的。

在过滤时，水自下而上流过滤层，为防止纤维产生大的纵向压缩现象，每束纤维的下端都挂有适当重量的坠。重坠的存在又可防止清洗时纤维出现乱层。适当的纵向压缩，对提高过滤效率和截污容量是有利的，但纵向压缩过大，水头损失则太大，同时也可能出现乱层现象。

清洗时，排挤出加压室内的水，纤维滤层变为自然蓬松状态。用水和空气擦洗，就可容易地将其清洗干净。

微小的滤料直径，足够大的纤维堆积密度，理想的深层过滤效应，良好的清洗效果，决定了高效纤维过滤器具有过滤效率高、速度快、截污容量大、阻力小等优点。

通过改变加压室充水量，可随意均匀地调节滤层的密度，滤层可自动形成孔隙率沿水流方向逐渐减小的状态，以及通过简便的方法可较彻底地洗出截留的泥渣都是非常重要的。

由于高效纤维过滤器的滤层在过滤时是变孔隙的，要严格计算过滤效率和水头损失需利用(9－22)式、(9－25)式进行微积分计算。

高效纤维过滤器的外形及管阀系统与普通机械过滤器相似，如图 9－21 所示。

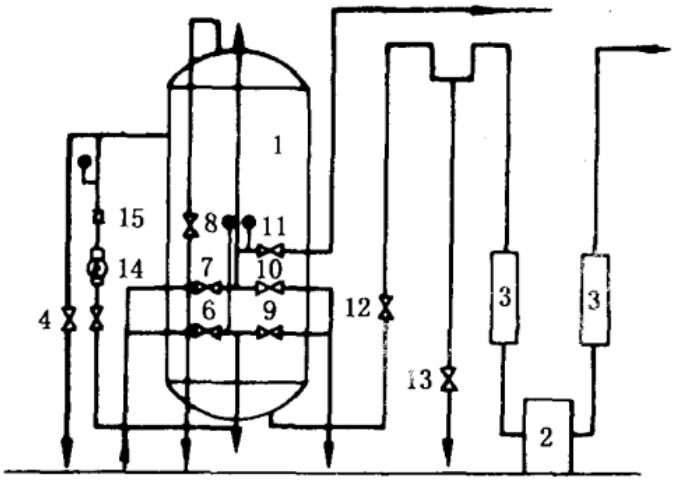


图 9－21　高效纤维过滤器的管阀系统示意

1—壳体；2—风机；3—消音器；4—加压室排水阀；5—加压室进水阀；6—进水阀；7—下向洗进水阀；8—排气阀；9—下向洗排水阀；10—上向洗排水阀；11—出水阀；12—清洗进气阀；13—空气旁通阀；14—加压室充水管道泵；15—水量表

9－2－3　主要技术性能

(1)出水水质

经混凝的水，浊度高达 20～30FTU，在 30 米/时的高流速下，出水浊度可控制在 0～1 度。此时水中的胶体和悬浮物含量降至最低限度。

出水浊度几乎与进水浊度和流速无关。

(2)截污容量

在加压室充水量较大，流速 30 米/时，进口水浊度 12FTU 时，截污容量 $\sigma_0 = 4.0$ 公斤/米^3，$\sigma_1 = 6.0$ 公斤/米^3（σ_0、σ_1 分别为以出水浊度为零度和 1 度为失效终点时的截污容量）。

截污容量随加压室充水量的增加而增大，随进口水浊度的升高而增大，随流速的提高而减小。

(3)过滤速度

渡速可高达 40 米/时，一般控制在 20~30 米/时较合适。

(4)过滤阻力

周期平均压头损失一般为 0.02~0.05MPa，最大压头损失一般不超 0.1MPa。

加压室充水量增加，流速提高，过滤阻力随之增大。

(5)可调性

过滤效率、截污容量和过滤阻力可根据需要随时调节。

(6)对入口水质要求

与石英砂过滤器相同。

(7)清洗条件

清洗水流速 20~30 米/时，空气压力 > 0.05MPa，空气量 > 60 升/米^2·秒，清洗时间 20~60 分钟。

(8)造价与运行费用

吨水造价和运行费用低于普通机械过滤器。

(9)耐热性

丙纶纤维和天然——氯丁混合橡胶可耐热 100℃，此时高效纤维过滤器可在水温 100℃的条件下工作。对耐热要求更高的场合，可选择其它纤维和橡胶。

(10)耐化学药品性

丙纶纤维对各种碱及非氧化性酸有很强的耐性。对于不同的化学药品和有机溶剂几乎都可找到适合的纤维和橡胶材料。

9-2-4 工业应用

高效纤维过滤器是机械过滤器和砂滤池的更新换代产品，可广泛用于发电、化工、造纸、电子、纤维制造、医药卫生、制酒、饮料、食品加工、自来水等各种工业用水和生活用水以及废水的过滤处理过程，经济有效地提高水质。

(1)化学除盐工艺中的应用

在电力、化工、冶金、制药、电子等许多工业领域都要用到

除盐水(去离子水)或纯水，这种水大多由天然水经化学除盐工艺制取。

典型工艺流程如下：

天然水 → 混凝 → 沉淀(或澄清) → 过滤 → 离子交换 → 除盐水

天然水中含有悬浮物、胶体、离子、气体等杂质，混凝工序是通过加入混凝剂使水中的胶体和微小悬浮物聚结成粗大的悬浮颗粒；沉淀(或澄清)工序是通过重力作用分离出粗大的悬浮颗粒；过滤工序是通过过滤介质分离出难以沉淀的微小悬浮物和胶体，是降低水的浑浊度的关键；离子交换工序是通过阴、阳离子交换剂交换分离水中的离子杂质，是降低水的电导率的关键。

过滤工序用高效纤维过滤器代替砂滤，取得了许多创造性的成果。

① 低温低浊水胶体硅的去除。

混凝、沉淀、过滤是去除胶体硅的有效方法，但低温、低浊水混凝效果较差难以达到满意的除胶硅效果，此时采用高效纤维过滤器代替砂滤可以取得十分满意的效果。

大庆石油管理局某热电厂化学除盐系统能力 1200T/h，每年冬季都因胶体硅问题致使蒸汽硅超标，影响蒸汽用户的安全生产，严重时造成停产事故，多年来一直未找到一种经济有效的办法解决这个问题。1995 年采用 6 台 Φ3000 高效纤维过滤器，经检测，高效纤维过滤器入口水胶体硅 ≥3mg/L，出水胶体硅 ≤0.5mg/L，蒸汽硅合格率达 100%，彻底解决了胶体硅对生产的影响，而且运行费用几乎没有增加。

吉林化学工业公司某电厂，采用高效纤维过滤器解决胶体硅问题也取得了十分满意的效果。

② 有机污染水源化学除盐难题。

水中有机物会吸附在阴离子交换剂中影响离子交换和再生的进行，致使交换容量降低，出水水质恶化。活性炭是一种多孔吸附剂，可以吸附去除水中的有机物，但水中含有的颗粒状物质能

堵塞活性炭的孔道，影响其寿命和性能。高效纤维过滤器代替砂滤作为活性炭的前置过滤，能更好地保护活性炭。

淮南某电厂，以淮河水为水源，冬季枯水期，其化学除盐装置很难制出足量的、合格的除盐水，对电厂生产造成了严重的影响。

1993年应用高效纤维过滤器和活性炭过滤器对化学除盐系统进行技术改造，改造后的化学除盐系统为：

澄清池 → 重力式滤池 → 高效纤维过滤器 → 活性炭过滤器 → 离子交换器

淮河水枯水期有机物(用 COD_{Mn} 表示)和悬浮物去除情况见表9-3。

表9-3　淮河水枯水期有机物和悬浮物去除情况

项目 \ 水种	淮河水	混凝、澄清、重力滤池出水	高效纤维过滤器出水	活性炭出水
COD_{Mn}/(mg/L)	7~15	2.8~4.5	0~4.0	5~2.6
悬浮物/(mg/L)	500~1000	5~15	0.1~1.00	0.00

应用高效纤维过滤器与活性炭串联使用，与活性炭单独使用相比较，有如下优点：出水浊度低，有机物去除率高，出水水质稳定；相同水源、相同时间、相同流量条件下，其有机物截留量是单独使用活性炭的1.5倍左右。

化学除盐系统经技术改造后，取得了显著的经济效益：节省酸碱，94年节酸574吨，合人民币43万元，节碱100吨，45万元；降低锅炉补充水率(降低锅炉排污率)，94年补充水率降低0.93%，节标准煤5636.45吨，约合人民币154.7万元。

③ 对离子交换的良好保护作用。

离子交换剂是一种球状固体，通过离子交换作用去除水中的离子，保持离子交换剂颗粒表面清洁是保证离子交换过程顺利进行的重要条件。用高效纤维过滤器代替砂滤，能更好地为离子交换提供有利条件，具体体现为：降低再生剂耗量，提高交换容

量，改善出水品质。如：黑龙江某电厂采用河水和宽井水为水源，其锅炉补给水处理系统91年2月安装使用了两台 Φ2000 高效纤维过滤器，工艺流程为：

原水 → 混凝澄清 → 高效纤维过滤器 → 离子交换器 → 除盐水

混凝剂为聚合氯化铝，加药量为2.0mg/L，高效纤维过滤器的运行效果见表9-4。

表9-4 高效纤维过滤器运行效果

项目 / 原水	运行工况			COD(平均)			浊度(平均)			胶硅(平均)			胶铁(平均)		
	水温℃	运行时间/h	平均流量/(t/h)	入口/(mg/L)	出口/(mg/L)	去除率/%	入口/(mg/L)	出口/(mg/L)	去除率/%	入口/(mg/L)	出口/(mg/L)	去除率/%	入口/(mg/L)	出口/(mg/L)	去除率/%
宽井水	27	24	73.2	3.28	1.44	56	5.59	0.44	92	2	0.84	58	552	88	84
大河水	16	24	58	3.6	0.86	76	9.89	0.38	96	4	1.5	65	463	158	68

从表9-4中的数据可以看出，在这种运行工况下，高效纤维过滤器在降低水的浊度，去除胶体物质及有机物效果都较好，且运行周期长，制水量大。高效纤维过滤器投运以前，混合床离子交换器出水电导率为0.8μs/cm。高效纤维过滤器投入运行后，混合床离子交换器出水电导率下降至0.08μs/cm～0.16μs/cm，同时阳离子交换器的酸耗及阴离子交换器的碱耗均明显下降。

④ 对反渗透装置的保护作用

近几年，随着膜技术的不断发展，制造成本和电耗不断降低，造价和运行费用不再是反渗透工艺推广应用的障碍。反渗透用于水的除盐，越来越显示出无比的优越性。

但由于水源水质的多样性和日益加剧的污染，前处理已成为反渗透工艺推广应用的障碍，水中的微小悬浮物、胶体和有机物会对反渗透膜及其组件造成污堵，严重危胁膜组件的寿命。

污染指数(SDI)是衡量水中杂质对膜堵塞能力的指标。SDI越小对膜组件越有利，一般要求 SDI < 4。砂滤很难保证这项指

标合格。高效纤维过滤器比较容易把 SDI 控制在 3 以内，是反渗透理想的前置过滤装置。

在河北某电厂，以井水为水源，化学除盐系统采用美国圈式复合膜反渗透装置，处理能力 120 吨/时。前处理原采用六台 Φ2500 细过滤器，出口污染指标数 SDI < 3，运行周期 2～3 天，是原细砂过滤器的六倍。经济有效地解决了保安过滤器和反渗透装置的堵塞问题。

(2)废水的深度处理

废水处理通常采用微生物法、物理化学法或前两者的结合，在对排水水质要求严格时，如回用或控制污染物排放总量等，需采取深度处理，此时应设置过滤工序，高效纤维过滤器较砂滤器具是有很大的优越性。

辽宁省某热电厂，由于水资源短缺，废水处理回用有重要意义。1995 年安装了一套厂区废水处理系统，该系统设置了两台 Φ3000 高效纤维过滤器(一备一用)，系统能力 200T/h，系统流程如下：

厂区废水 → 集水井 → 混凝气浮 → 高效纤维过滤器 → 净化水

原废水主要指标：悬浮物 30～40mg/L　油 30mg/L　COD　20～40mg/L
处理后的净化水主要指标：悬浮物 < 5mg/L　油 < 1mg/L　COD < 5mg/L

处理后的净化水回用于循环冷却水的补充水和锅炉补给水水源。系统投入运行后，节省的水费和排污费，每年近 200 万元人民币。

华北某石化公司，地处淡水资源短缺地区，其供排水厂采用纯氧曝气，处理水量 1 万米^3/日，二级出水水质稳定，为实现废水回用，1994 年安装了一套三级处理设备，使用 Φ3000 高效纤维过滤器，单台流量 210 吨/时。其工艺流程见图 9－22。

三级处理进出水水质见表 9－5：

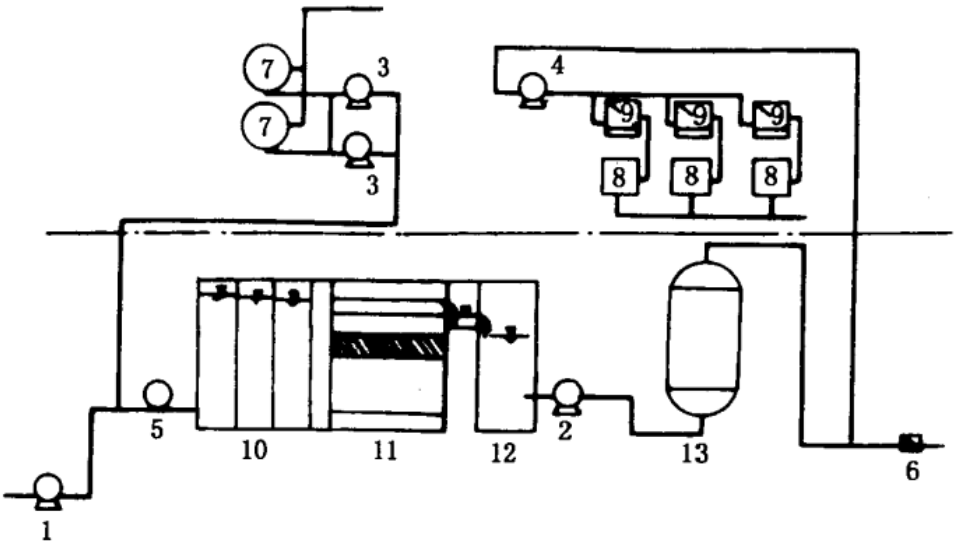


图 9－22　深度处理工艺流程图

1—提升泵；2—加压泵；3—投药计量泵；4—加氯泵；5—静态管道混合器；6—流量计；7—储药罐；8—溶盐箱；9—NaClO 发生器；10—穿孔旋流反应池；11—斜管沉淀池；12—吸水井；13—高效纤维过滤器

表 9－5　三级处理进出水水质

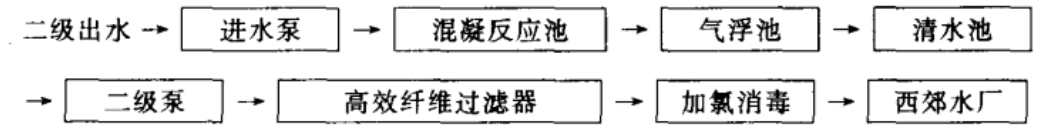
流速/(m/h)	聚合氯化铝/(mg/L)	运行周期/h	水头损失/MPa	二级出水		滤前		滤后		去除率	
				浊度/度	COD/(mg/L)	浊度/度	COD/(mg/L)	浊度/度	COD/(mg/L)	浊度/%	COD/%
30.1	0	24.0	0.03	8.0	61.4	7.0	52.6	2.0	39.1	75.3	36.2
35.7	14.1	25	0.04	28.8	78.3	9.9	40.8	2.2	23.2	92.2	71.5

高效纤维过滤器出水完全满足工业循环冷却水处理设计规范 GB50050－95 和生活杂用水水质标准 GJ25.1－89 的要求，已回用于消防、清洁卫生、工业冷却等场合。

山东某城市属缺水地区，随着经济的发展和城市建设速度的加快，水资源的供需矛盾愈来愈突出。地表水供给不足，黄河断流致使引黄无望，地下水超量开采已导致地下水位大幅度下降，水资源短缺已成为制约城市发展的关键因素。开发新的替代水源已成当务之急。

该市污水处理厂处理污水能力 17 万吨/日，其中 14 万吨采

用AB法，3万吨采用A^2/O法，为实现污水回用，1996年设计了一套3万吨/日污水三级处理系统，其工艺流程为：



该项目1998年5月通过山东省科委组织的鉴定，成果评价为国内领先水平。三级出水浊度平均值为3.2度，CODcr平均值16.5mg/L，达到了我国生活杂用水水质标准(CJ25.1－89)，并超过了城市污水回用设计规范(CECS61:94)的再生水用作冷却水的建议水质标准。

(3)其它应用

在循环冷却水处理中用高效纤维过滤器代替砂滤器，不仅可改善水质，有效防止换热器内泥垢的形成，而且可减少占地面积。

在生活用水处理中用高效纤维过滤器代替砂滤器，可在沉淀池出水浊度较高(20～30度)的情况下，水的浊度控制在1度以下，显著改善了水质，更好保障了人们的身体健康。

在游泳池水处理中用高效纤维过滤器代替砂滤器，具有在减少占地面积的同时改善水质的优势。

在油田采油注水处理中用高效纤维过滤器代替砂滤器，可显著改善水质，对提高油井的产量和延长油井的寿命，发挥重要作用。

另外，在地下水除铁、锰，热网回水处理，氯碱工业盐水过滤等均有成功的应用。

9－3　其他纤维过滤器

9－3－1　HW深层过滤器

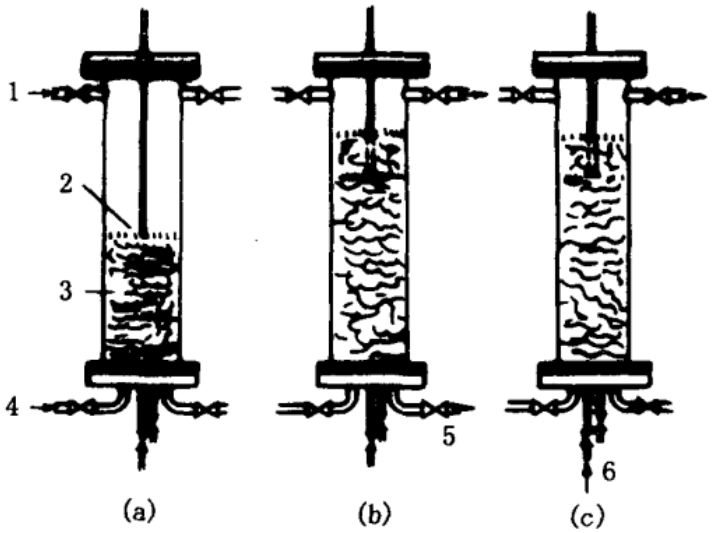
近年来，英国权威的Exeter大学分离中心研制成功一种名为HW(h、Howden－Wakeman Filter)的深层过滤器。这种过滤器结构新颖，适用范围广，重量轻，有很大的发展前途。现将它的原理、性能、结构及其发展前景简要介绍如下。

(1)结构特点和工作原理

HW 深层过滤器主要由 4 部分组成：过滤筒(外壳)、活塞、过滤介质和阀门。与其他深层过滤器相比，具有一个活塞是它最大的特点。过滤介质为富有弹性的纤维材料。图 9-23(a)为过滤器的过滤阶段，在此阶段活塞将过滤介质压缩。活塞上开有许多小孔，悬浮液由上部进入过滤器，通过活塞和过滤介质由底部排出。活塞对于过滤介质的压缩程度决定可滤除颗粒的细度。很明显，如果过滤介质受到很大压缩，滤液通过过滤层时，阻力就会增大，压力也会相应增大。因此，给过滤介质提供一个静压力是活塞的一个功能。图 9-23(b)是过滤器的反冲洗阶段，也即过滤层的再生阶段。此时，活塞上升，使滤层扩张，同时冲洗泵起动使冲洗液沿与滤液相反的方向从底部进入过滤器，以便冲洗滤层。经过几秒钟到 1 分钟的冲洗后，关闭冲洗阀。活塞再压缩滤层，使得滤层中的大部分沉积物均可运动到活塞以上的空间，活塞上部的高浓度悬浮液则由活塞的上升随冲洗液带出过滤器。在这个阶段，活塞并不是静止的停留在过滤器上部，而是在一定范围内振荡。活塞的上升与振荡可加快过滤层的再生速度，并能节省冲洗液。图 9-23(c)是过滤器的灭菌阶段。这一阶段是否需要，完全由使用者决定。在这个阶段活塞仍然处于上升和振荡的状态。

(2)过滤介质

为了有效地滤除悬浮液中不同粒度的颗粒，HW 过滤器选用的滤层材料是有弹性的纤维材料，如羊毛和碳纤维束等。这类材料经过反复压缩后仍保持弹性，当活塞上升时，滤层有扩张的趋势。碳纤维由于具有生物和化学方面的惰性及特殊的强度，因此在医学及化工方面有着广泛的应用。但是，碳纤维至今还没有被广泛地用作过滤材料。由于 HW 过滤器选用了碳纤维，所以即使过滤层经过反复高温灭菌也不会出现塑性变形。而一般的聚合材料就会出现这种塑性变形现象。碳纤维在极易氧化的环境中，在



(a)过滤阶段；(b)反冲洗阶段；(c)灭菌阶段

图 9－23　HW 过滤器的结构及其操作阶段

1—进料；2—活塞；3—滤层；4—滤液；5—冲洗液；6—蒸汽

350℃高温时可以保持稳定，而在一般环境中 2000℃时也仍可保持稳定。由于碳纤维具有这种可贵的特性，故 HW 过滤器可以过滤高温的有腐蚀性的液体和已熔化的金属和聚合物。

HW 过滤器的纤维层的孔隙度高达 80%～83%，而变通粒状介质层的孔隙度只有 35%～47%。纤维的直径为 1～10μm，砂粒的直径一般为 400～3000μm。因为纤维层中孔的尺寸很小，所以在相同流量的情况下，滤层的压力损失要比粒状滤层的大。HW 过滤层厚度为 60cm，故 HW 过滤器要比普通深层过滤器轻得多，直径 1m 的 HW 过滤器重 65kg，而其他类型的深层过滤器重量一般高达 800～900kg。

(3)操作性能

对于 HW 过滤器，研究者和用户曾用多种悬浮液对其过滤性能和自洁能力进行过测试。测试条件如下：

悬浮液流量	$3 \sim 30 m^3 m^{-2} h^{-1}$
悬浮液浓度	$(10 \sim 13500) \times 10^{-6}$
平均颗粒直径	$0.7 \sim 13 \mu m$

对滤液质量测试的结果表明，HW 过滤器由于滤层密度可进行调节，故可保持滤液质量的稳定。表 9－6 是用 HW 过滤器过滤葡萄酒酵母悬浮液的有关数据。从表中可以看到酵母悬浮液(来料)和滤液(出料)中颗粒的数目和粒度分布情况。实验条件是滤层厚度 0.23m，孔隙度 0.88，悬浮液流量为 $14.8m^3m^{-2}h^{-1}$。同时可以看出滤层压差的上升速度是很缓慢的。

表 9－6　酵母悬浮液、滤液的颗粒及料度分布

颗粒尺寸/μm	悬浮液(来料)		滤液					
			1h 之后		2h 之后		3h 之后	
	颗粒数 n*	浓度/10^{-6}	颗粒数 n*	浓度/10^{-6}	颗粒数 n	浓度/10^{-6}	颗粒数 n	浓度/10^{-6}
3.1～3.9	96600	4.38			8	0.004	67	0.003
3.9～5	100000	10.51			1	<0.0001	55	0.005
5～6.3	109000	20.25	0	0	0		13	0.003
6.3～7.9	58000	21.96			0		0	
7.9～9.9	13200	9.84			0		3	0.002
9.9～12.5	19300	28.68			4	0.0059	23	0.034
总量		95.62		0		0.0064		0.047
压差(kPa)			51.75		62.1		68.9	

注：* n 为每毫升溶液中的颗粒数目。

滤层的压力损失：滤层两侧的压力降取决于滤层被压缩的程度。图 9－24 所示的是不同纤维填充密度时滤层的压力梯度。一般情况下，悬浮液含有直径低于 10μm 的颗粒时，滤层的填充密度为 310～350kgm^{-3}。当颗粒直径较大时，填充密度就可以低一些。过滤器的操作流量一般为 17～20$m^3m^{-2}h^{-1}$。对于填充密度为 310kgm^{-3}的滤层，有流量为 $20m^3m^{-2}h^{-1}$的水通过，滤层每英尺(0.3048m)的压力损失为 169kPa。随着悬浮液的流量增加，压力损失也会相应增加。

过滤层再生：在过滤层的冲洗阶段，冲洗液的平均流量一般是滤液流量的 1.5～2 倍。流量的峰值出现在活塞上升时，可达平均值的 10～14 倍。纤维扩张时的搅拌作用与冲洗相结合可使滤层

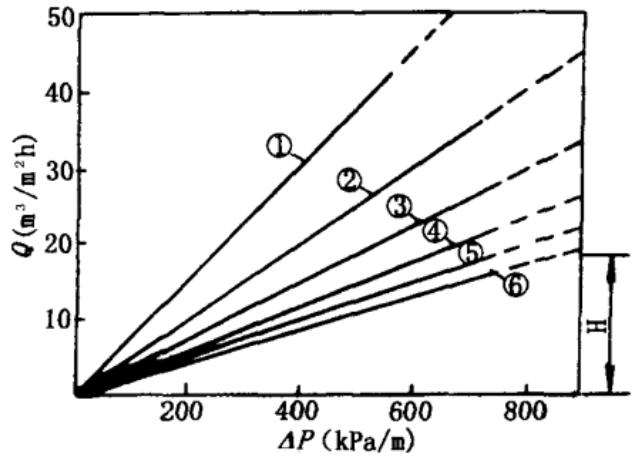


图 9-24 洁净状态下 HW 过滤器的压力损失

Q—水的流量(15℃);ΔP—压力梯度

H—悬浮液过滤的正常范围;滤层填充密度 (kg/m³)

①—240; ②—270; ③—310; ④—330; ⑤—350; ⑥—370

有效地释放沉积物。对于刚刚启用的 HW 过滤器，滤层上是没有沉积物的。经过 5~10 个操作周期后，滤层就会出现基础沉积层。在头几个周期，冲洗液可冲走 80%~90%的沉积物，沉积物会逐渐积累起来，大约经过 10 个周期之后，冲洗液会冲走 100%的新的沉积物。冲洗液的用量一般是滤液总量的 5%~10%，少于 3%就会出现冲洗不良的现象。

(4)在污水处理中的应用

HW 过滤器是一种变容积的深层过滤器，特别适用于液体的净化，故它适用于废水的第三级处理、稀溶液的净化，以及其他需要将液体中的固体颗粒去除以便能够循环使用或排放的场合。

通过大量的现场测试和长期的生产考核表明，HW 过滤器能够高效地去除废水中的悬浮颗粒(可以去除 99.992%的 3.5μm 大小的粒子，可以连续工作 22 小时而不用反冲洗;3 个小时后可以去除 99.93%的粒子，可去除的最小粒径为 0.2μm)、大肠杆菌，以及降低流出液中的生物耗氧量(BOD)和化学耗氧量(COD)，而且极易迅速安装在实验现场，操作稳定可靠。

HW 过滤器及其所有辅件，仅靠电能通过液压系统进行自动

控制，由于它是一个标准的单独系统，故可以安装在现有的任何污水或废水处理厂，也可以与一些新的设计结合使用。它的处理量大，可以很轻松地处理含有小到中等直径的粒子的废水，该设备也可以按大型化的要求来设计以满足大厂的需要。

在实际应用中，过滤器进料是由氧化池流来的，其工作速度为 $60m^3$/天(每台过滤器)(见图 9-25)，工作 5 分钟，反洗 2 分钟，为了要将流出液中悬浮颗粒控制在 20ppm 以下，实际操作时多数采用过滤 10 分钟，冲洗 2 分钟；如果料流中固体颗粒含量较低，则过滤时间还可以相应地延长。

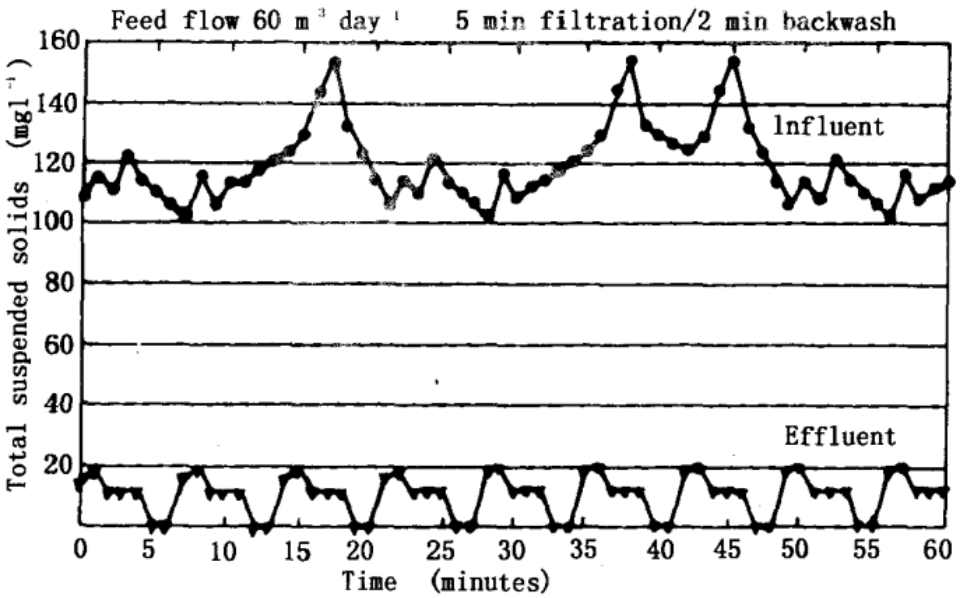


图 9-25 HW 过滤器去除悬浮粒子的实测记录

实践表明，HW 过滤器可以持续稳定地将流出液中颗粒数量控制在 20ppm 以下(见表 9-7)，尽管进料的粒子含量变动很大，仍然可以显著降低流出液中的生物耗氧量和化学耗氧量。实测数据分析还表明，HW 过滤器可以有效地去除水中的大肠杆菌以及 PO_4^{3-}、Cl^-、SO_4^{2-}、Cu^{2+}、Cr^{3+}、Pb^{2+}、Cd^{3+}、Ni^{2+}，其去除量和固体颗粒的去除比例基本相似。

表 9-7　HW 过滤器在废水处理厂生产考核情况

Sewage treatment works	Suspended solids/mg/L		E. coli/100/mL		BOD/(mg/L)		COD/(mg/L)	
	Feed	Filltrate	Feed	Filltrate	Feed	Filltrate	Feed	Filltrate
Linwood	16	4	1,920,000	39,000	–	–	–	–
Dollar	29	6	–	–	24	13	65	25
	24	9	–	–	22	14	55	35
	22	7	–	–	23	12	70	65
	27	6	–	–	21	8	65	45
Stirling	54	15	–	–	33	11	85	60
	24	7	–	–	18	6	75	40
	24	4	–	–	22	12	70	55
Balfron	32	10	–	–	33	14	60	40
	27	8	–	–	23	16	55	45
	35	9	–	–	24	14	55	35
Tortherwald	5	< 2	–	–	5.4	0.6	–	–
	11	2	–	–	5.1	1.5	–	–
	13	< 2	–	–	12	2.1	–	–
Narberth	(See Figure 9-3)		–	–	7.3	2	37	< 20
			–	–	8.2	2	47	< 20
	–	–	–	–	7.4	2	39	< 20
	–	–						

对于各种形式的蒸馏液也作过实测，列于表 9-8 中，从中看到它可以降低固体颗粒，以及 BOD 和 COD。这些结果是在没有对滤液进行预处理情况下得到的，如果时间允许指标还可以提高。由此可知 HW 过滤器的某些发展方向。在实验中氨氮、硝酸盐的去除量也被测定，这些指标显然比单独过滤得到的结果要好，这表明，这种过滤形式和生化过滤联系更多，在一定的条件下氨可以被氮化细菌氧化成亚硝酸盐，然后是硝酸盐，即通常说的硝化过程。氨和氨根离子的氧化分两个阶段，每一阶段都有不同的硝化细菌，第一阶段是氨根离子氧化成亚硝酸根。

表 9－8　HW 过滤器对蒸馏液的处理情况

Table9－8 Test restresults from operation the HW filler on various distillery effluents.

Distillery	Suspended solids/(mg/L)		BOD/(mg/L)		COD/(mg/L)	
	feed	filtrate	Feed	Filtrate	feed	filtrate
Aberiour	53	16	–	–	325	183
	88	16	–	–	433	237
	71	23	–	–	346	178
	51	23	40	24	274	181
	46	3	–	–	256	155
Gienallachie	19	12	–	–	93	61
	12	6	–	–	70	60
	19	6	–	–	80	72
Aucnentoshan	34	3	598	137	789	266

$$NH_4^+ + 1.5O_2 \longrightarrow NO_2 + 2H^+ + H_2O$$

这一过程中放出的 H^+ 可能会使溶液的 pH 值降低，在封闭系统中这可能是个问题，但是 HW 过滤器的液体停留时间很短，足以防止 pH 值下降到硝化作用被抑制($pH = \log_{10}(1/[H^+])$)。第二步是亚硝酸根氧化成硝酸盐，在实验中，加入到过滤器中所有的氧含量就是进料液中溶解的氧，表 9－9 可以看出，在此情况下，氮的氧化，即没有任何附加措施来加速氧化。

经过专家们所作的 HW 过滤器质量综合评估结论是这样：

① HW 过滤器作为分离和净化单元设备的一种，显示了它的显著优越性，不论手工还是自动控制，都有良好的操作稳定性，且无需操作者给予特别的关注。

② 所有在废水处理厂流出液的测试数据表明，它至少可以去除 74%的悬浮粒子，98%的大肠杆菌，57%的 BOD，32%的 COD，对于蒸馏液大约可去除 68%的悬浮粒子以及 59%的 BOD 和 37%的 COD。

表 9－9　各污水处理厂家 HW 过滤器内氮的氧化作用

Table9－9 Oxidation of nitrogen in the HW filter at various sewage treatment works.

Site	NH_3/(mg/L)		NO_3/(mg/L)		NO_2/(mg/L)	
	feed	filtrate	Feed	Filtrate	feed	filtrate
Dollar	12.9	6.4	1.3	0.3	0.05	0
	11.4	7.1	2.3	0.7	0.05	0
	12.5	9.6	1.9	1.3	0.1	0
	12.6	8.5	2.2	1.1	0.3	0
Stirling	17.5	13.1	0.4	0.3	0.2	0
	17.5	13.1	0.3	0.2	0.15	0.05
	16.8	11.1	0.4	0.3	0.13	0.08
Baltron	6.7	5.1	12.7	10.0	1.3	0.9
	5.2	3.9	15.7	13.3	1.1	0.9
	4.8	4.1	16.7	13.0	1.45	1.1
Narberth	1.8	0.2	22.0	10.2	0.34	0.09
	1.85	0.2	23.3	7.3	0.34	0.11
	1.8	0.2	23.8	8.8	0.34	0.11

③ 过滤器对于含氮的化合物的氧化作用是没有料想到的令人惊喜的结果：大约 43%的含氨的物质被除去(最大可达 89%)，另有 43%(最高为 77%)的硝酸根和 68%(最高 100%)的亚硝酸根被除去，只要稍微改变一下操作方式，这些数字可以很容易达到，这个性质说明 HW 过滤器可以作为一种生物过滤器。

④ HW 过滤器的主要缺点可归纳为 3 条：(a)普通砂粒滤层的冲洗液一般为所生产滤液的 1%，若达到 3%则偏高，超过 5%就过高。但 HW 过滤器的冲洗液为滤液总量的 5%～10%，若按砂粒滤层过滤器的标准，这个用量显然就超标了；(b)失重百分率较高，23cm 厚的碳纤维滤层，每天工作 24h，每天冲洗 1h，按 1 年工作 300d 计算，碳纤维的损失量约为 10%，而普通砂粒滤层在相同条件下的损失率仅为 1%；(c)表面过滤现象，作为深层过滤器，人们不希望滤饼沉积在过滤介质表面，希望固体颗粒沉积到过滤介质内部，用普通深层过滤器过滤时，固体颗粒小于过滤

介质的孔隙，因此固体颗粒可以进入较长而弯曲的孔隙被收集，但由于纤维过滤层的孔隙很小，固体颗粒容易沉积在纤维过滤层的上半部。沉积物分布不均匀的后果是使滤层的压力损失增大。

针对这些缺点，如果能研制出一种新型材料，这种材料局部上保持纤维的特点，整体上又有一些颗粒的特性，就会克服上述缺点。这将大大提高该产品的性能和扩大其应用范围。

9－3－2　刷形过滤器

瑞典人 Hans Muller 在七十年代中期发明的刷形过滤器如图 9－26(a)、(b)、(c)所示，将纤维长丝制成纤维束，每束纤维可粘或压在支撑板上，长度根据过滤的流体和效率来定，一般为 1.5～30cm，为了提高过滤效率和反洗效果，纤维之间也可编织起来。

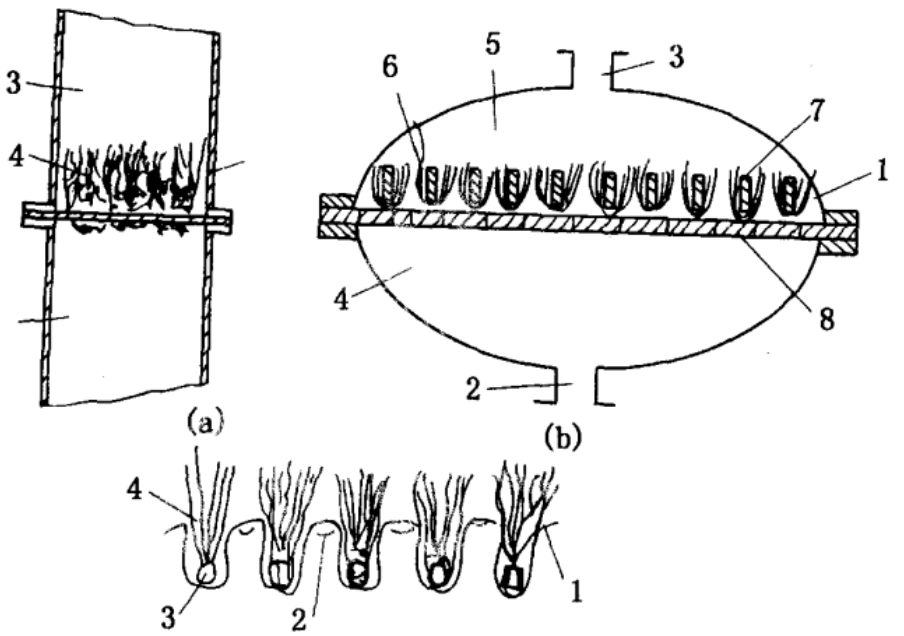


图 9－26　刷形过滤器的纤维束及其安装

(a)	(b)	(c)
1—筒体；2—滤液出口；3—悬浮液入口；4—纤维束；5—支撑板	1—筒体；2—滤液出口；3—悬浮液入口；4—出口室；5—进口室；6—纤维束；7—压紧板；8—支撑板	1—齿形支撑板；2—小孔；3—压紧棒；4—纤维束

过滤时，流体压缩纤维束，形成滤层，使通过的液体或气体得到过滤。反洗时，从相反的方向通往反洗液，压紧的纤维束伸展，易于去除其中的杂质。

该过滤器的主要特点是：结构简单、操作方便。主要不足：因纤维呈刷状，容易缠在一起，给反洗带来困难，纤维束层一般较薄，过滤性能不稳定，故容易形成表面过滤。

9－3－3　外加电场的纤维过滤器

这是由美国人 Norman R.Robison 发明的纤维过滤器，其结构见图 9－27。滤料最好是选用纤维织品制成的环形薄片，多孔电极板 6、7 则采用不锈钢网或含有不锈钢网的织物，它们与纤维织物一起在滤层中交替排列，多孔电极板 6、7 分别与不锈钢网 10、15 接触，不锈钢网 10、15 又与直流电源的正、负极相连。

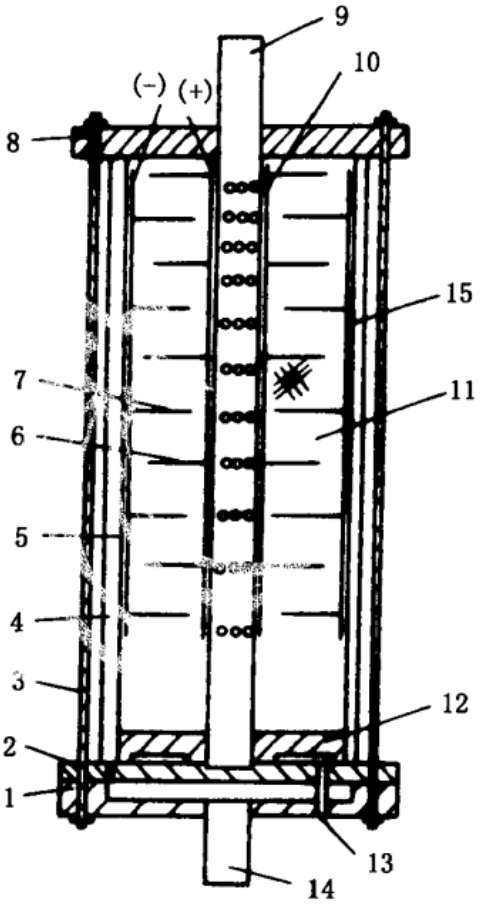


图 9－27　外加电场的纤维过滤器
1—法兰；2—支撑板；3—螺杆；4—筒体；5—内筒；6、7—多孔电极板；8—法兰；9—出口管；10—不锈钢网；11—介质；12—活塞；13—导管；14—进口管；15—不锈钢网

过滤时，不锈钢网 10、15 接通直流电源，通过导管 13 在环形腔中加入高压液体，推动活塞压缩介质。反洗时断电，将环形腔卸压，反洗液反向流动清除介质。

由于在过滤介质中应用了电场，通过电场的极化作用，使得悬浮液中的颗粒凝结成较大的粒子而易于去除，过滤的颗粒尺寸可小到 0.2μm，达到了反渗透的质量要求，而且成本很低。

结束语

过滤和反洗是一般过滤器的两个基本操作，对纤维过滤器亦是如此，过滤时，希望纤维床层处于压实状态；反洗时，则要求处于膨松状态，这两种要求是一对矛盾。纵观现有的纤维过滤器，都在努力试图解决这一对矛盾，在纤维的排列方式及压紧和放松方法上各有特点，主要的应用领域也有所不同。

在纤维床层的压紧方式上，纤维球过滤器和刷状过滤器主要依靠流体压力，形成滤层的孔隙率较高，容易被穿透，若要提高过滤效率，只有增加床层高度；对于刷状过滤器，过高的床层必然影响反洗效果。高效纤维过滤器也是利用水压来压紧纤维，但设计很巧妙，采用充水弹性胶囊均匀挤压纤维，形成的床层孔隙率沿水流流动方向由大变小，有利于增大床层的截污容量，降低操作压力，通过改变胶囊的充水量来改变床层的孔隙率。对于机械加压的纤维过滤器，如 HW 深层过滤器，旋压式纤维过滤器，因为机械传动的压力较大，可通过降低床层孔隙率来提高过滤效率，但截污容量却受到限制，而且容易形成表面过滤。外加电场的纤维过滤器借助活塞压缩和电场的联合作用，故也能达到很高的过滤效率。

各种纤维过滤器的反洗方式各不相同，最简单的是纤维球过滤器和高效纤维过滤器，利用反洗水、气放松床层，但纤维球过滤器的纤维球内密实区内的积泥不易冲洗净。机械压缩纤维过滤器，反洗时，可通过传动机构振荡纤维，此时可不用压缩空气擦洗，但容易磨损纤维。

在我国，高效纤维过滤器和纤维球过滤器应用较多。高效纤维过滤器具有滤速快、过滤效率高、截污容量大、占地面积小、造价低、易彻底清洗等特点，而且设备易于大型化。该过滤器是粒状滤料过滤器的换代产品，现已替代砂滤器广泛用于各种工业领域及市政行业的用水和废水处理，取得了显著的经济效益和社

会效益。而纤维球过滤器在滤速、截污容量、占地面积等方面与高效纤维过滤器相当，但由于清洗不彻底，使用一段时间后，过滤效率较低，对其推广应用产生了不利影响，目前主要在中水道工程中应用，对水质要求较严格的场合很少应用。其它纤维过滤器我国很少使用，对其了解仅限于报道。据文献介绍，HW 深层过滤器、外加电场的纤维过滤器，设备较小，对细小的微粒有很好的过滤效率，可达到反渗透滤液的质量要求，而且设备成本、操作、维修费用都很低，可广泛地用于电子、制药等行业。旋压式纤维过滤器作为粗粒化装置用于石油化工行业，处理含油废水，或精制油品也取得了良好的效果。

深层纤维过滤器的应用实践表明，纤维床层不仅对悬浮物、胶体、细菌等具有较高的去除效果，而且对水中的铁、锰、胶硅，甚至溶解状态的有机物也显示出明显的净化功能。因而在石油化工、电子、轻工、医药、仪器等行业均具有广阔的应用前景，推广使用后，必将产生可观的经济效益和社会效益。

第十章　加压过滤

若按过滤推动力来分类，则过滤机型式可分为重力式、压力式、真空式和离心力式。本章介绍压力式，下一章介绍真空式。一般地说，用压力和真空作为推动力的过滤机，在现阶段的设备范围内，自清液过滤(液中固体含量极少)到含50%左右固体的淤浆处理都可应用。浆中固体含量大于10%时，叶式压滤机的效果已不太好，而应选择其他型式的过滤机。

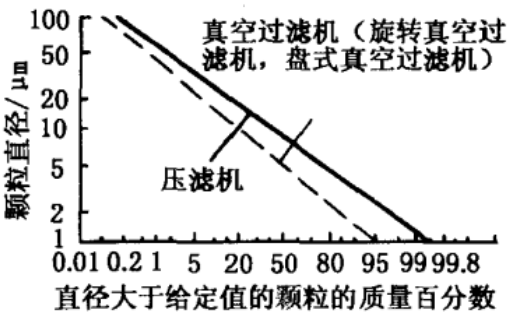


图 10－1　压滤机应用范围

压滤机的使用，很大程度上取决于固体粒度和进料悬浮液中特定粒度颗粒的量。由图10－1可知，细颗粒所占质量百分数高的悬浮液应采用压滤，而细颗粒所占质量百分数稍低的悬浮液，则可采用真空过滤。

10－1　加压式转鼓过滤机

10－1－1　结构和工作原理

这种过滤机最早是由联邦德国BHS公司研制成功的，故又称之为BHS－Fest过滤机。该机设有双层圆筒(图10－2)，即耐压的固定外筒和连续旋转的内筒(转鼓)。内外筒之间通过合成树脂隔板划分为过滤、洗涤、干燥和卸料等区域。改变隔板的位置，就可以调节各区域所占比率。各区域之间的密封，是通过压缩空气将隔板紧紧压在内筒的突起横档上形成的。为了便于卸除滤饼，一般不连通卸料区和压力源。其余各区均与分配头相连通。

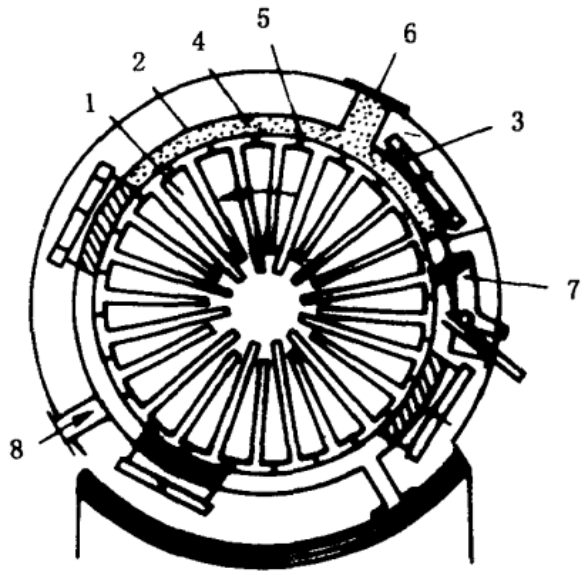


图 10－2　加压式转鼓过滤机

1—转鼓；2—外筒；3—密封隔板；4—过滤室；
5—分隔用横档；6—加料；7—刮刀；8—洗涤水

该机在工作时，首先启动电机使转鼓旋转，随之缓慢地向密封隔板上输送压缩空气，以保证各区之间的密封。然后在洗涤液和脱液气体加入的情况下，由泵向过滤区加入滤浆进行过滤，滤液经排液管和排液阀排出机外。而滤饼则随滤布转至洗涤区，接受热水或溶剂的洗涤。经洗涤后的滤饼再移至干燥区，并在那里承受 $2kg/cm^2$ 的过热蒸汽作用而清除水分。

干燥后的滤饼移向卸料区，通过反吹的压缩空气进行剥离并由刮刀将其刮落。卸料后的滤布还应进行喷水洗涤，以实现再生而完成一个工作循环。

10－1－2　预涂层的助滤作用

为了能对粒径小于 5μm 的精细颗粒进行稳定而高效的过滤，可在滤布上设置预涂层。一般通用的预涂层材料为硅藻土、膨胀珍珠岩或其他材料(纤维素、石棉以及碳粉等)。

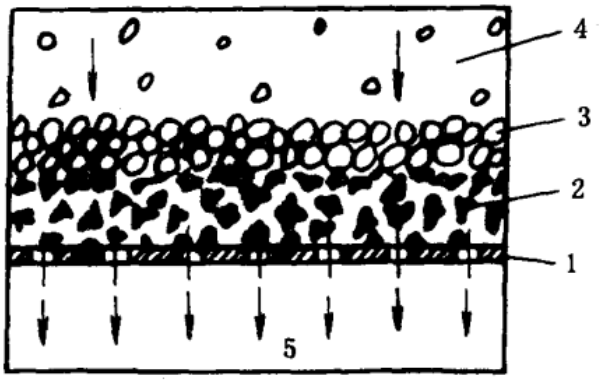


图 10－3　预涂层助滤机理
1—多孔过滤介质；2—预涂助滤层；
3—大颗粒固相；4—悬浮液；5—滤液

图 10－3 表示了这种预涂层的助滤作用：先将硅藻土助滤剂按一定比例配制成悬浮液，然后在过滤装置上进行反复循环，直至循环液清亮透明(达到所要求的混浊度)为止。此时在过滤介质表面积聚起一层薄薄的硅藻土预涂层，其作用相当于一种深层过滤介质。当它稳定均匀后，即可进行正常的过滤操作。由于此层不可压缩，并形成一层由错综交叉的细微孔道为主体的新过滤介质，故在过滤操作时，液体穿过硅藻土助滤层，较大颗粒就被截留在悬浮液一侧的助滤层表面，而小粒子则进入助滤层并在弯曲的孔道中被吸附截留，从而能保证滤液获得较高的澄清度。由于助滤层中不规则的细微孔道较长，而且又密布于整个滤层，因此助滤层能够吸附较多的细微粒子，并在相当长时间内能保持一定的过滤速率。仅当过滤孔隙大部分被堵塞时，过滤速率才会大大降低，这时必须清除混有硅藻土的滤饼，更换新的助滤层并准备下一个循环。

当滤布上形成 50～100mm 厚的预敷层，并在正式过滤产品时能以此层来截留悬浮液中的细微固体颗粒，则称之为预涂层式转鼓过滤机。它能过滤浓度极低的滤浆(0.1%以下)，也能过滤含细微颗粒(0.1～1μm)的滤浆。

预涂层转鼓过滤机大多采用刮刀卸料，即用刮刀将滤渣连同

一薄层预涂层切削下来。露出的新鲜预涂层表面，再转入新的过滤循环，故其过滤速度极快。但是，由于滤渣内含有硅藻土等助滤剂，所以这种预涂层过滤方式不能用于滤饼为产品的场合。通常只用于酵母和菌体的分离、气体吸收液中的灰分和尘埃的去除、含油浮渣的分离以及纸浆白液的精制等方面。

表 10－1～表 10－4 给出硅藻土的主要化学指标和物性数据，可供研究者和用户参考。

表 10－1　硅藻土原料的主要化学指标

化学指标 / 硅藻土原料	SiO_2/%	Al_2O_3/%	Fe_2O_3/%	CaO/%	MgO/%	pH
国外参考标准	>85	<6	<2	≤0.7	<0.6	5.5～8
日本硅藻土原矿	86	5.8	1.6	0.7	0.29	
云南腾冲原矿	86.0～96.53	0.53～4.72	0.16～1.00	0.01～0.5	0～0.59	

表 10－2　硅藻土产品的物理性能

项目 / 产品型号	真密度/(g/cm^3)	堆积密度/(g/cm^3)	比表面积/(m^2/g)	相对流速	相对澄清度	150 目筛余物/%
Mh—1	2.5	0.39	1.85	470	997	≤5
Mm—1	1.98	0.20	7.03	250	999	≤3

注：Mh—1 助滤剂是中、高流速的助滤剂，呈白色，俗称粗土，流速相对较高，压差升高较慢，但吸附性及过滤精度低，适合于高浊度、高粘度的液体过滤。

Mm—1 助滤剂是低流速助滤剂，呈粉红色，俗称细土，流速相对较低，压差升高较快，但吸附性较强，过滤精度高，适合于低浊度、低粘度的液体过滤。

表 10－3　硅藻土产品所含有害元素

元素 / 助滤剂	Pb/ mg/kg	As/ mg/kg	Hg/ mg/kg	Cd/ mg/kg	Ba 加SO_4^{2-}
国外标准	<50	<2	<2	<2	无混浊
Mh 型助滤剂	<50	1	0.015	0.00	无混浊
Mm 型助滤剂	<50	1	0.032	0.00	无混浊

表 10－4　硅藻土产品粒度分布

百分比 / 粒度 d / μm / 产品型号	< 10	11～20	21～30	31～40	> 40
Mh—1	10.14	14.50	22.46	14.5	38.4
Mm—1	15.96	84.04	0.00	0.00	0.00

加压式转鼓过滤机，是为了适应生产的全自动化和连续化以及某些难过滤物料的要求而研制的，它特别适合有腐蚀性和挥发性的热悬浮液的过滤。此外，该机还能有效地应用于一些特殊场合，例如颜料等的制造。

10－2　压　滤　机

在工业生产中所处理的悬浮液，大部分需用大面积的过滤机才能得到满意的结果，而这恰恰是多数连续过滤设备所难以完成的。因此，为了增大过滤面积并缩小占地面积，发展了各种压滤机。

在压滤机操作中，过滤推动力一般是由泵产生的流体压强。但也有少数几种压滤机，过滤推动力是由装有悬浮液的密闭容器中的气体压强提供的，不过，它们通常只适合小规模操作。

压滤机种类虽多，但主要有下列三种：

① 板框压滤机，包括平板板框压滤机和凹板板框压滤机；

② 可变滤室压滤机，即 V.C 压滤机；

③ 加压容器过滤机，包括装有板式滤件的加压容器和装有管式滤件的加压容器过滤机。

以上三类压滤机，均可用于进行包括滤饼洗涤在内的过滤操作。

10－2－1　板框压滤机

板框压滤机是由安装在支架上的若干滤板和滤框交替排列所组成，如图 10－4所示。每块滤板的两面均覆有滤布，以便形成

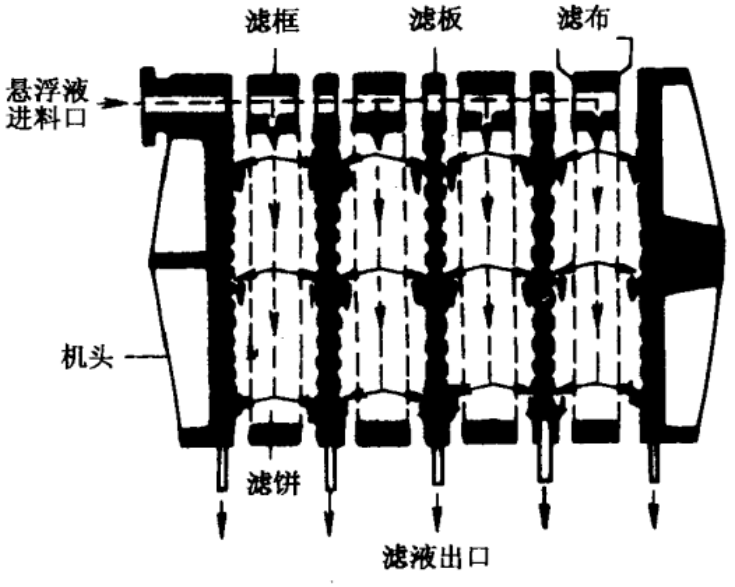


图 10－4　板框压滤机

一些以滤布为壁的可向其中压入悬浮液的滤室。滤板与滤框则是采用液压或螺栓来压紧的。至于板框的结构形式，通常随清洗方法、料浆入口、滤液出口以及空气入口位置的不同而异，如图10－5所示。

对于中心进料的情况，由于进料口较大，故适宜于处理含固量较高的料浆。然而，因形成滤饼不匀且靠近中心一带的滤饼较湿，故清洗效果较差。底部进料时一般能保证滤饼的均匀，特别适宜于借预涂层进行过滤的料浆。顶部进料最适于快速沉降物料，盖因这类物料若采用底部进料将会堵塞进料孔，使滤室进料少填充率差，甚至会导致滤室的破坏。

操作开始后，悬浮液中所含固体被截留于滤室，滤液流入滤板表面(棱或凸台之间)的沟槽，然后流往滤液出口。滤液排出表面的设计，对压滤机的处理能力有影响。若将模压起棱橡胶滤板换成凸柱状表面，有时能够将总过滤和洗涤时间缩短 1/3，并相应地节省了洗涤剂。在两个滤框之间加一洗涤板对滤饼的洗涤非常有利。此时，洗涤剂由洗涤板导入，从滤布背面穿过滤饼，然

后再由下一个滤板排料口卸出。使洗涤剂流过与悬浮液相同的路径，也即从相同进料口进入压滤机，这是一种简单的洗涤方法。当滤室被滤布表面积累的滤饼充满时，则应该打开压滤机卸除滤饼。

图 10－6 所示为一凹板压滤机，它的操作原理和过程与平板板框压滤机相似。它的滤室是由两块凹板的凸棱形成的，故无需添设板框。凹板槽深一般为 16mm，可以形成 32mm 深的滤室。有时也可使用一些板框来增加滤室的深度。在平板板框压滤机中，滤室的深度通常可达 50mm，个别甚至高达 200mm。

滤板通常为正方形，有时也使用矩形滤板。因为矩形滤板可以减少滤布边角料，是最省滤布的。滤板的尺寸小至 150mm × 150mm，大至 1.830m × 1.830m，而上限通常为 1.220m × 1.220m。

为了获得某一特定的过滤面积，可以将滤板的大小和数量作各种不同的组合。在通常情况下，总能找到一种最佳组

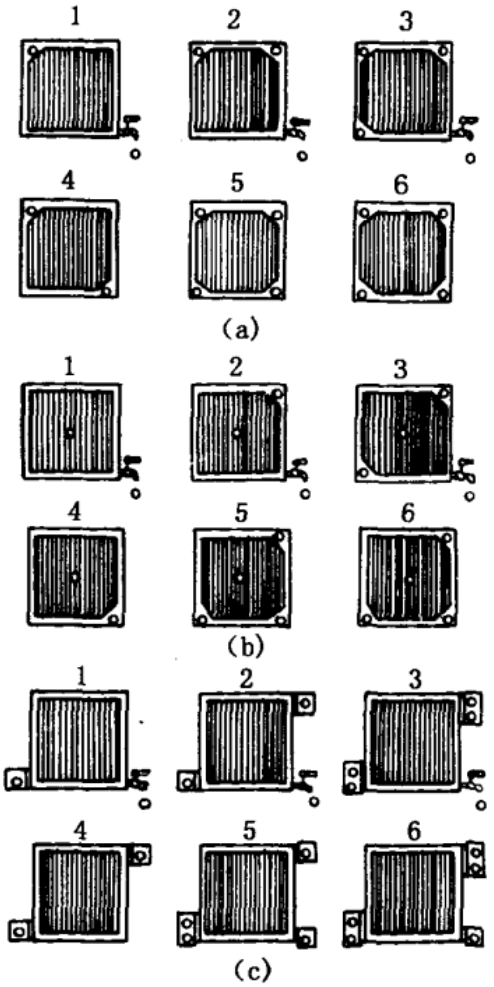


图 10－5 板框压滤机板框的结构形式

(a)—板框边缘开孔；

(b)—进料在板中心及边缘开孔；

(c)—板框边缘外开孔

1—出口开启，不带洗涤；

2—出口开启，简单洗涤；

3—出口开启，完全洗涤；

4—出口关闭，不带洗涤；

5—出口关闭，简单洗涤；

6—出口关闭，完全洗涤；

◎＝空气进口；●＝洗涤水出口/滤液入口；

⊗＝料浆入口；○＝滤液出口；

⊕＝洗涤水入口；●＝洗涤水出口；

⊖＝洗涤水入口/滤液出口

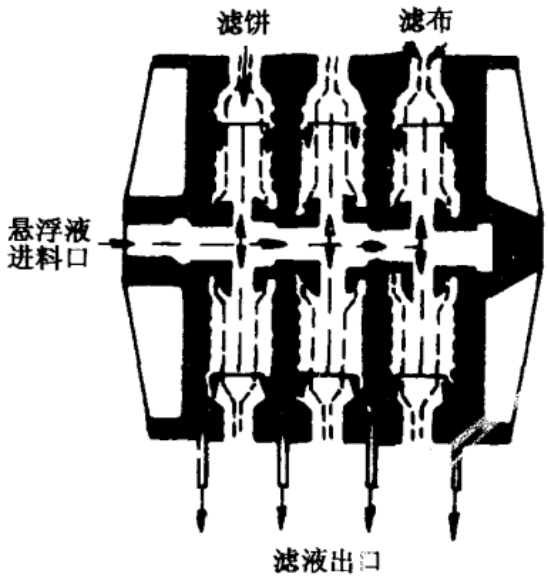


图 10－6　凹板压滤机

合(与最低投资相对应)。表10－5列出了滤板尺寸、滤室过滤面积和滤饼容积之间的典型关系，基本上满足最佳组合的要求。金属制滤板与外形尺寸相同的木质滤板相比，具有更大的过滤面积，这是因为金属强度较高允许其凸棱稍窄的缘故。

通常，滤板可用衬胶的或衬聚氯乙烯的钢材或各种木材等制作。制作滤板的木材，一般应涂以树脂或在树脂中浸泡。应当特别注意的是，木质滤板不用时要注意维护，因为木材会吸收大量的水而膨胀变形。

表 10－5　各种大小板框压滤机的有关参数

滤板尺寸/毫米	每个滤室有效过滤面积/米^2		25 毫米深滤室滤饼容积/升	
	铸铁制	木　制	铸铁制	木　制
250	0.096	0.054	1.2	0.6
360	0.2	0.123	2.5	1.43
470	0.35	0.21	4.4	2.5
630	0.66	0.45	8.3	5.4
800	1.1	0.765	13.7	9.3
1000	1.74	1.2	21.62	14.6
1200	2.5	1.76	31.4	21.36
1450	3.7	2.46	46.24	30.2

表 10－6列出了板框压滤机和凹板(箱式)压滤机优缺点的对比。由于现代压滤机日趋大型化，所以无论是合板压紧过滤、洗涤、拉板卸料，以及滤布清洗等，都必须实现完全自动化操作。凹板压滤机比板框压滤机的最大优点是易于实现自动化操作。目

前大多采用继电器实现程序操作，并逐步开始采用微型计算机进行监控，如对滤浆浓度和流量、滤饼含湿量、滤液澄清度以及过滤机本身的操作参数进行自动调整和控制。

表 10-6　板框式压滤机与凹板式压滤机优缺点对比

板　框　式	箱　　式
	优　点
1. 滤布支承面大，可靠、滤布维修费少	1. 件少，造价低
2. 滤布不需固定，所以卸料快	2. 密封连接面少
3. 可以使用滤纸	3. 板开启大，减少堵塞，适用于稠滤浆
4. 滤饼厚度均匀，对洗涤有利	4. 可自动化排渣
	缺　点
1. 造价高	1. 滤布紧压滤板边缘上，寿命短，维修费用高
2. 若料浆浓度大，入口易堵塞	2. 不能用滤纸
3. 一般不大用机械化卸料	3. 凹板中心进料，滤饼的湿度不均
4. 密封连接面多，漏泄可能性大	4. 滤布需固定，更换滤布时间长，维修费用高
	5. 滤饼不能太厚

10-2-2　可变滤室压滤机

在某些工矿企业，往往需要分批生产许多不同产品，而且它们所需过滤时间范围又很宽，对过滤机的要求也不同。在这种场合，若使用一台固定容积的压滤机，对大多数产品来说可能过大，则需加一些隔板使机器的一部分滤板失效，以减小过滤面积和滤饼容积。

为了处理好这些实际问题，并能获得更易于处理的滤饼，便产生了一种称之为可变滤室的压滤机(Variable chamber filter presses)，简称 V.C 压滤机。在使用该机时，当滤饼形成之后可随之进行机械压缩。

有一种 V.C 压滤机，装有如图 10-7 所示的隔膜滤板或可变滤室容积滤板。这种隔膜滤板可以看成为滤板设计的一个发展。它在其密封面或过滤表面上设置有与一般平板滤板相似的悬浮液

进料口。这种滤板由模压硬橡胶的平钢板做成。硬橡胶被模压成与一般滤室滤板完全相同的形状，并保持有平的表面。将软橡胶膜压成为过滤表面，然后将其粘结在过滤板硬橡胶密封面上，从而形成一个可以通入压缩空气使隔膜膨胀并压缩滤饼的腔。压缩滤饼，通常可以缩短滤饼洗涤时间，因而能够更有效地提高压滤机的生产能力，并缩短循环周期。

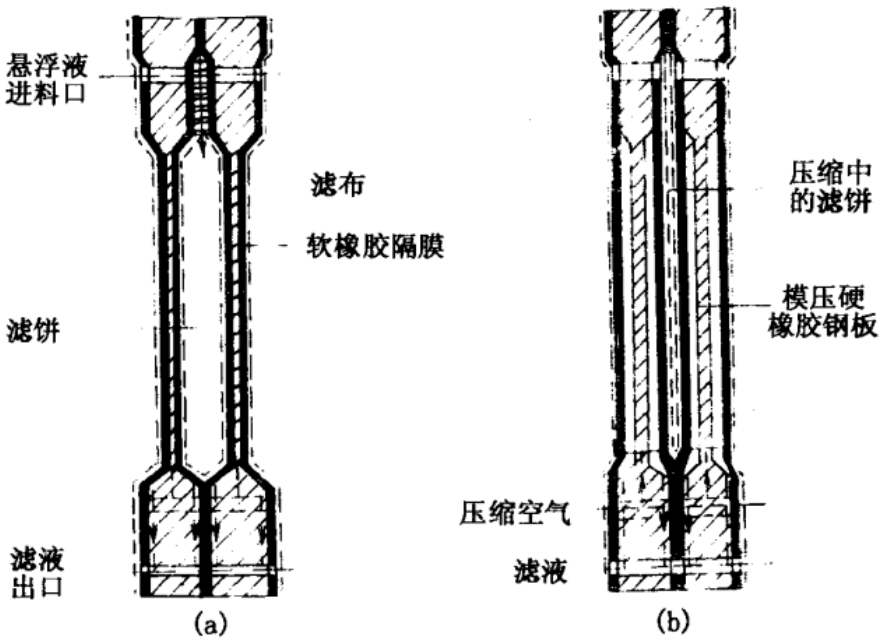


图 10－7　V.C 压滤机

(a)—过滤时滤室形状　(b)—隔膜压缩滤饼时滤室形状

在最近发展起来的筒式和管式压滤机中，也吸收了上述隔膜压缩滤饼的做法。筒式加压过滤机也是一种 V.C 过滤机，一般为卧式，由两个同心筒体组成。过滤介质固定在带孔的内筒上，外筒内壁上装有可鼓胀的弹性橡胶压榨膜。料浆泵送入两筒体之间的环隙中，当达到操作的最佳点时停止泵料。接着用 $1.5\times10^{6}N\cdot m^{-2}$左右的流体压力鼓胀压榨膜，压榨滤饼排除残存的液体。对某些物料经过压榨后，其滤饼的含固量最高可达 90% 以上。在反吹卸料时，须先将内筒借液压传动装置完全推出(图

10－8),并回转 180°，以利卸料。筒式压滤机也可进行洗涤操作，并可作成预涂层过滤机。当处理酸性有毒气体时，还能进行完全密闭及自动化操作。这种筒式过滤机结构简单，运转及维修费用低，应用范围广泛。它的结构材料一般为：碳钢、碳钢内衬耐磨蚀及耐腐蚀塑料或橡胶，也可采用不锈钢。

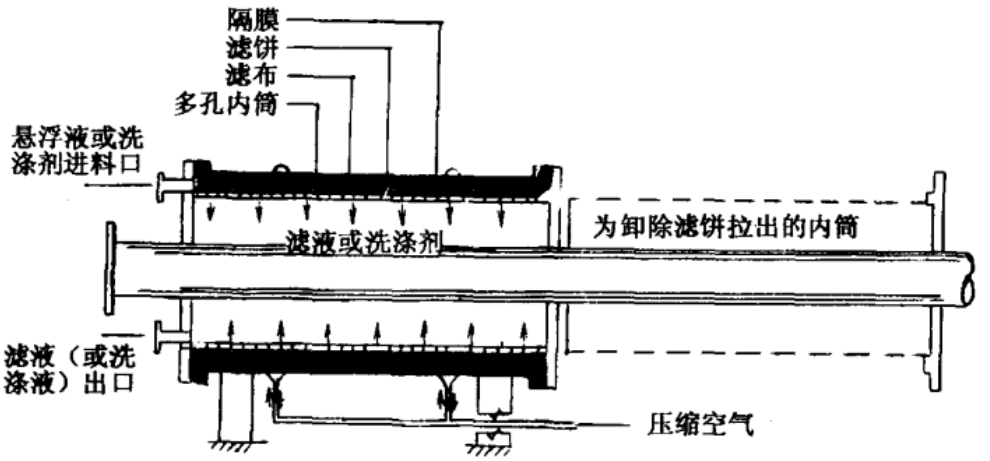


图 10－8　筒式可变滤室压滤机

鉴于筒式 V.C 过滤机的过滤面积较小(一般只有 0.341～6.15m^2),故它最适用于中、小批量的物料处理，在中、小型生产企业的固液分离中有着广阔的应用前景。对于大生产的要求，还须采用板框或箱式压滤机。

另一种可变容积加压的压榨过滤机，是管式压滤机。它一般为立式，其构造也类似于筒式，为两个内外套装在一起的同心管，外管直径约为 305mm，内管直径约为 203mm，管长约等于 2.5m (早期曾为 1.8m),过滤面积约为 1.3m^2。内管上带孔并固定有滤网及过滤介质，称为滤芯。内、外管之间装有两端为铃形口通孔的橡胶套管。内管的两端焊有圆盘，并与外管两端法兰内壁滑动配合而形成低压密封。两端的密封主要靠橡胶套管与外管内壁间流体压力作用，使橡胶套管铃形状两端内表面紧压在内管两端的锥形表面而形成。为了可靠起见，也可再加以其他形式的密

封如O型环等。管式压滤机在排渣时只须将内管推出300mm，接着进行反吹卸料。滤芯的推出及返回，均采用液压来控制。由于滤饼最后要经高压压榨，故反吹时易于从过滤介质脱落。

表10-7给出了管式压滤机和筒式压滤机的比较，可供读者参考。

表10-7 管式压滤机与筒式压滤机比较

项目	管式压滤机	筒式压滤机
结构	1. 立式 2. 长径比大 3. 压榨膜为管式橡胶 4. 卸渣时，内管推出300毫米 5. 单管过滤面积小	1. 卧式 2. 长径比小 3. 压榨膜系贴附在外筒内壁上的橡胶膜 4. 卸渣时，内筒全推出，且可回转180° 5. 单机过滤面积大
操作及性能	1. 高压过滤及压榨压力在130巴左右 2. 不可进行洗涤 3. 先填充定量料浆，随后进行高压过滤及压榨	1. 过滤压力为泵料压力，压榨力大约为10~13巴 2. 可进行洗涤 3. 加压过滤后，进行压榨

10-2-3 加压容器过滤机

虽然加压容器过滤机种类繁多，但它们有一共同点，在其圆筒形外壳中均装有一些竖直或水平的滤件。这些滤件有的呈叶状(正方形、圆形或矩形)，有的则呈管状。加压容器过滤机的外壳可包以夹套，以便能在高于或低于室温下进行操作。这里仅介绍两类最典型的加压容器过滤机：加压叶滤机(立式、卧式、回洗式、水平叶滤和水平圆板式)和竖直多管式压滤机。

(1)立式和卧式叶滤机

它们的滤叶如图10-9所示，其过滤面有表网式和滤布式两种。采用表网式滤叶时，应将硅藻土或活性炭等多孔性助滤剂用泵循环，以使其在滤叶上形成一层助滤层。

当助滤层完全形成后即可通以料液，则透过助滤层的滤液将作为澄清液流出，而料液中所含的滤渣粒子则被截留于助滤层表面成为滤饼。

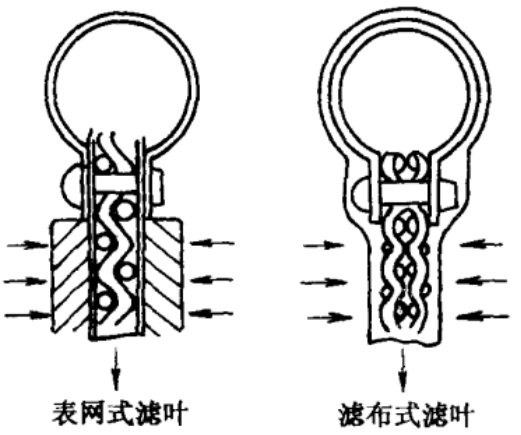


图 10－9　滤叶结构

滤布式滤叶主要是用来使料液通过滤布面获得滤液。在此时，滤渣沉积于滤布表面，滤液和滤渣均可回收。这种滤叶主要用于不能添加硅藻土和活性碳等助滤剂的场合。

立式叶滤机主要由过滤槽、混合槽、泵及管道所组成，结构紧凑严密，过滤槽内装有滤液汇集管和滤叶。混合槽内需加入料液和助滤剂，经混和后，使之循环通过过滤槽并形成助滤层，如图 10－10，过滤面积为 0.05～100m^2。

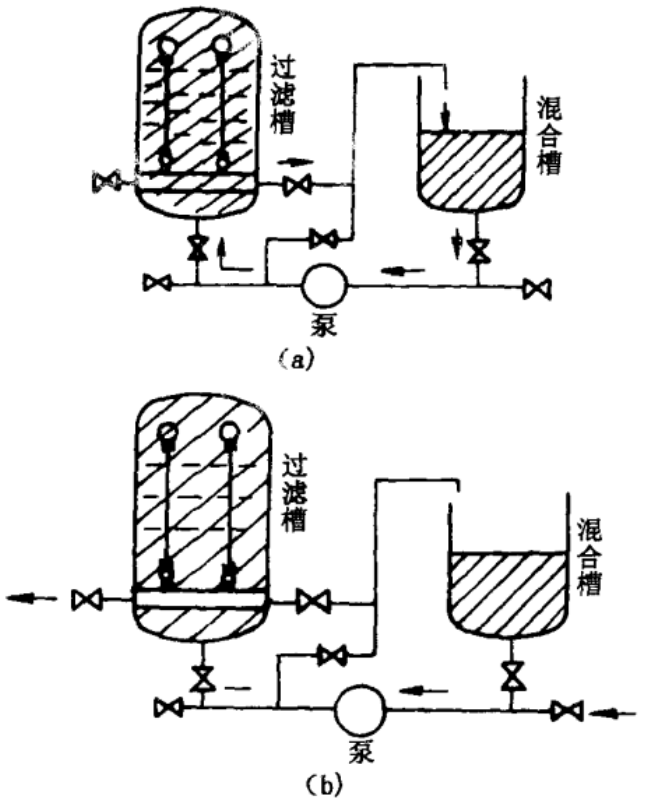


图 10－10　立式叶滤机

(a)—混合液循环形成助滤层的过程；(b)—过滤过程

立式结构的优点在于：可回收滤液；适用于过滤固相含量较少的料液等场合；占地面积小。

所谓卧式加压叶滤机，系指其过滤槽为卧式，而滤叶仍按垂直方向设置于槽内。这种结构适用于下列几种场合：回收滤饼；料液中固相含量较多；过滤面积较大；安装机体的地方足够宽敞。

加压叶滤机也可设计成全自动操作式过滤机。这种系统减少了传统过滤机所具有的各过程中阀操作不方便以及卸料麻烦等缺点。

全自动操作式过滤机有以下 6 个主要构件：过滤槽；混合槽；泵和电机；阀(电磁阀或筒形阀)；控制盘；受液开关。从送液到卸料(去饼)的整个操作过程全部用电控制。其操作全过程可分为如下 6 道工序进行，如图 10－11 所示。

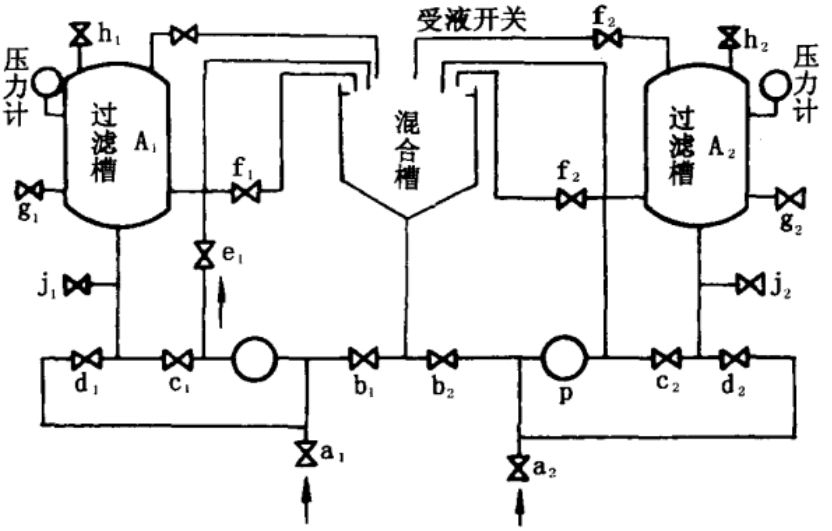


图 10－11　全自动加压叶滤机的操作过程

① 混合槽中输入料液。

料液由 a_1 经 p、e_1 而入混合槽，并借助受液开关使泵停止操作。

② 混合槽中助滤剂的添加和混合。

助滤剂加入混合槽后，按 $b_1 \rightarrow p \rightarrow e_1 \rightarrow$ 混合槽 $\rightarrow b_1$ 进行循环混合 5 分钟，时间可由定时开关来控制。

③ 形成助滤层。

混合槽内的物料混合均匀后，再按 $b_1 \rightarrow p \rightarrow c_1 \rightarrow A_1 \rightarrow i_1$ 方向流动，此时的过滤槽内充满混合液，于是 i_1 前面的开关开始操作，并与受液开关联动，按 $b_1 \rightarrow p \rightarrow c_1 \rightarrow A_1 \rightarrow f_1 \rightarrow$ 混合槽 $\rightarrow b_1$ 构成混合液循环流程，从而形成助滤层。其间定时开关一般操作 10 分钟。

④ 过滤。

过滤开始时，滤浆由 a_1 经 p、c_1 而入过滤槽，所得滤液由 g_1 流出。过滤过程结束时则可用过滤槽的压力开关、定时开关或流量计开关进行控制。

⑤ 残留液的回流。

过滤槽内的残留液经由 $d_1 \rightarrow p \rightarrow e_1$ 而回流进入混合槽，此时 i_1 开启。

⑥ 喷淋洗涤。

按 $h_1 \rightarrow A_1 \rightarrow d_1$ 以及 $a_2 \rightarrow b_2 \cdots\cdots A_2$ 等流程在两台过滤槽交替使用中洗涤效果均相同，但为了便于连续过滤，A_2 的助滤层必须要在 A_1 的过滤过程结束以前预涂完毕。

(2)回洗叶滤机

回洗叶滤机，又称 K 型 NK 过滤机，操作过程如图 10－12 所示。这种叶滤机的优缺点如下：

① 能连续过滤；

② 卸除滤饼干净；

③ 从去饼至形成助滤层需时较短；

④ 适于全自动操作；

⑤ 难以获得非常干燥的滤饼；

⑥ 过滤槽内残留液量较多。

(3)水平叶滤机

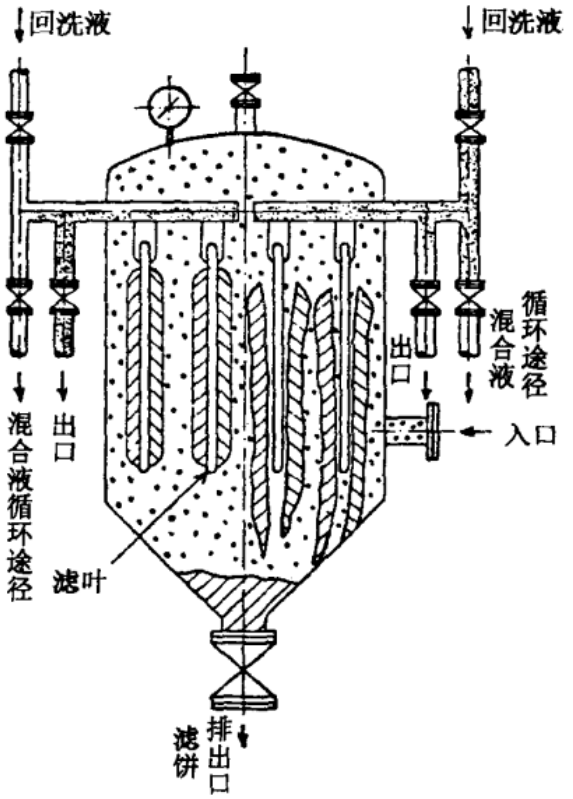


图 10－12　回洗叶滤机

水平叶滤机(图 10－13)的优缺点如下。

优点：

① 易于卸除非常干燥的滤饼；

② 过滤中断时滤液也能迅速得到澄清；

③ 滤渣易沉降的料液也能均匀地附着于叶面；

④ 因滤叶本身的斜置，故滤液能完全流出；

⑤能够进行全自动操作。

缺点是：过滤槽内残留液量较多。

(4)水平圆板过滤机

水平圆板过滤机(图 10－14)的优缺点如下。

优点：

① 易于处理过滤槽内的残留液；

② 不需预涂助滤层；

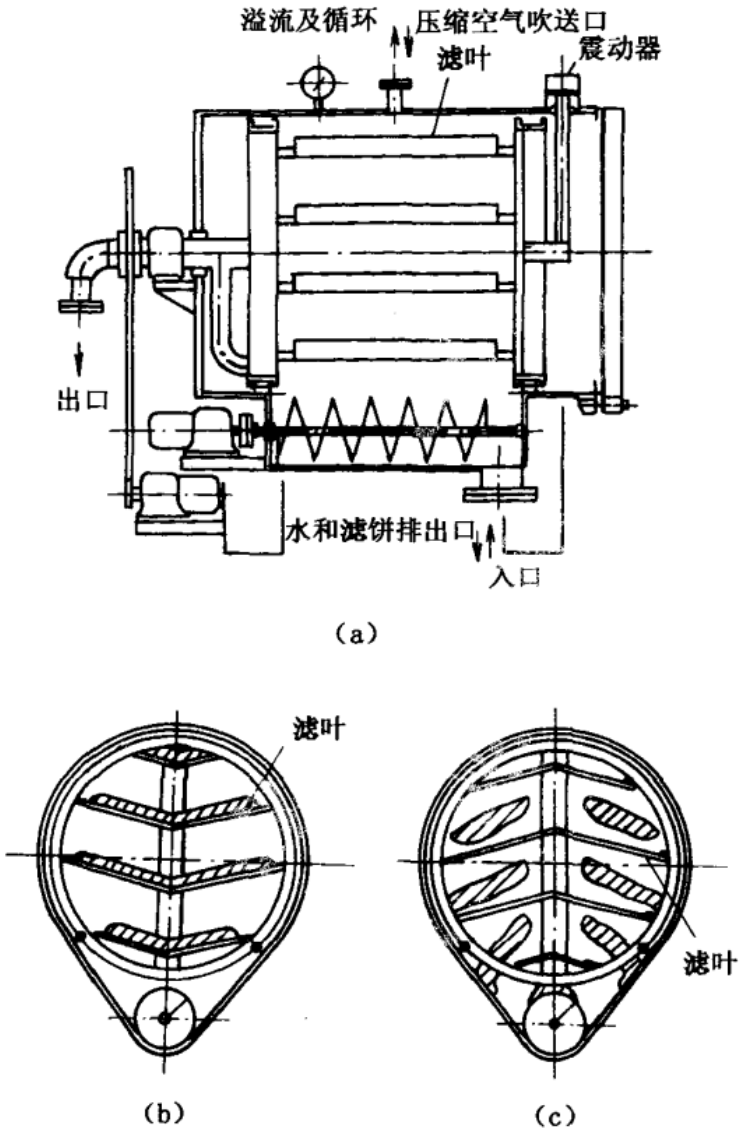


图 10－13　水平叶滤机运转情况

(a)—外形结构；(b)—过滤阶段；(c)—去饼阶段

③ 过滤中断时滤液也为澄清状；

④ 能够获得非常干燥的滤饼，其滤液含量约为 30%左右；

⑤ 滤渣易沉降的料液也能均匀地附着于叶面；

⑥ 可以卸开清除滤渣，故比较洁净；

⑦ 占地面积小。

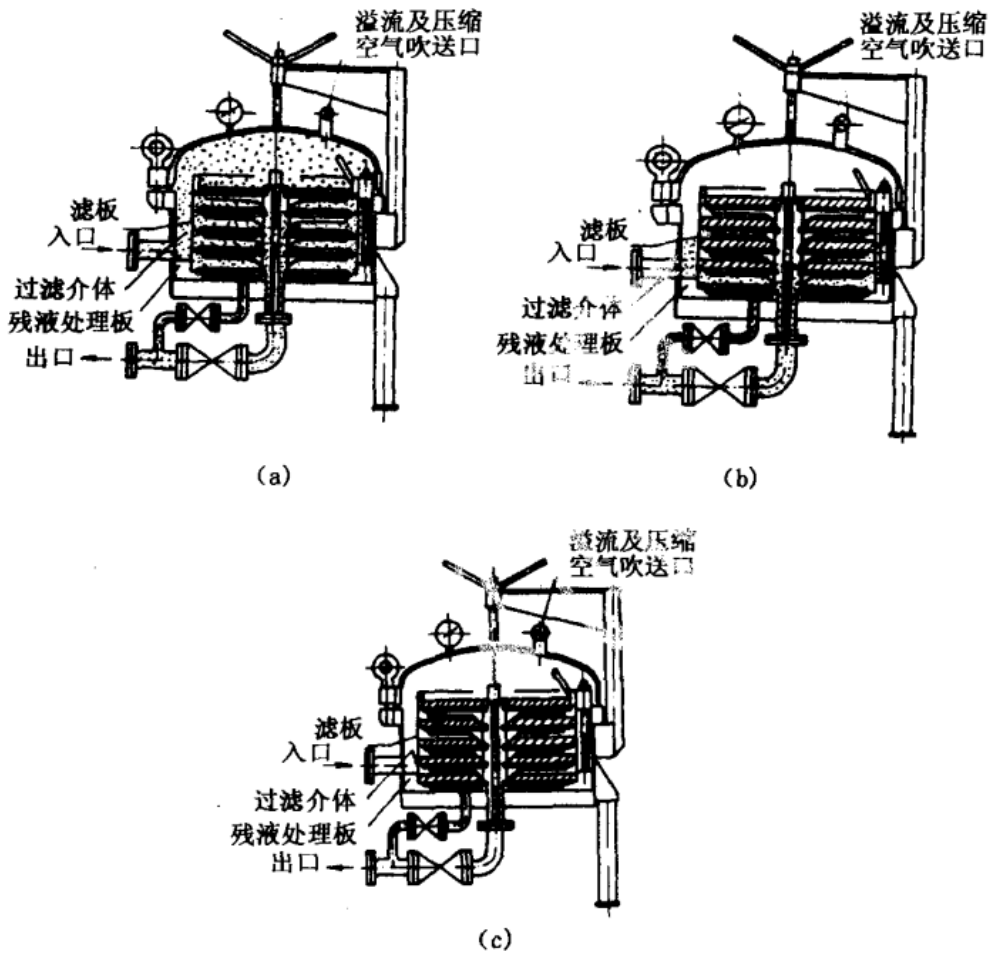


图 10－14　水平圆板过滤机结构与操作

(a)—过滤进行阶段；(b)—残液处理阶段；(c)—过滤结束阶段

缺点：

① 去饼较费力；

② 滤纸较昂贵。

图 10－14 中的(a)、(b)、(c)表示采用滤布代替滤纸后的运转方法。

(5)竖直多管式压滤机

这种压滤机的结构如图 10－15 所示，其特点是采用很多根

(多至数百根)沿长度开有长缝筛孔的极薄不锈钢管子组成。在这些管子的外表面有一滤布筒，通常为合成材料制成。圆筒形过滤器的外壳由一圆形法兰将其分为两个主要部分：下部为过滤段，上部为拱形头部。管子均插在法兰的圆孔内，然后将它们夹于头部和过滤段之间。

管子按下述方式固定于支承法兰：法兰为橡胶制成因而具有弹性，当操作不良时管子也易于卸除；在管子底部设置一不锈钢格子板以保持管子等距和平行。过滤器外壳具有一锥形底部，其下端为带有一个气动控制排放开关的接管。

溶液由底部的一根接管进入过滤段，而液体则通过滤管群时获得过滤，然后再流入上段并经法兰上部的滤液口流出。

在管群上过滤后的沉淀量，一般要比在同样大小的矩形面上的大得多。例如，若将半径为 r 的圆圈摊平，可得长为 $2\pi r$ 的一根直线；具有这一长度和宽度为 e 的矩形，其面积只有 $2\pi re$。但是，半径为 r 的圆圈周围所形成的一层同样厚度为 e 的截面，其面积显然应等于 $\pi(r+e)^2-\pi r^2=\pi e^2+2\pi re$，比矩形的面积增大了 πe^2。实际上，若将管子作成 3cm 厚，100cm 或 150cm 长时，则每根管子上就可以额外增加沉淀物，其体积应为 $\pi\times3^2\times100=2800cm^3$ 或 $\pi\times3^2\times150=4241cm^3$。

由此可见，具有相同过滤面积，但以矩形过滤板而非管子作成的过滤器，就只能积存体积少得多的沉淀物。

这种过滤器通常可采用反方向冲洗滤液的方法以获得自动清理，有好几种清理方法。其中最简单的一种是，令被压缩的空气积聚于过滤上段，其压力为过滤液造成，在同时关闭进出口后，再将排放阀打开使空气膨胀，此时沉淀物开始从滤管上脱落，必要时还可加入辅助压缩空气、气体或蒸汽。

竖直管式压滤机的容器直径、过滤面积和滤饼容积之间的典型关系(一些近似数据)列于表 10-8。若采用的助滤剂预涂层，则可能会使总的固体处理能力稍有降低。

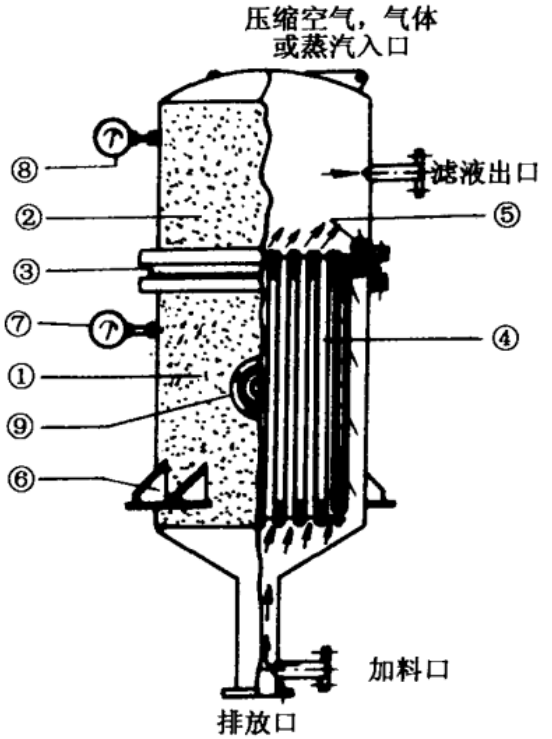


图 10－15　竖直多管式压滤机

1—外壳；2—拱形头部；3—管子花板；4—滤管；5—吊圈；
6—耳架；7—压力计；8—压力计；9—检查孔

表 10－8　竖直管式压滤机容器直径，过滤面积和滤饼容积之间的关系

容器直径/米	滤管长度/米	滤管过滤面积/米^2	滤管数目	每 14 毫米滤饼厚度的滤饼容积/米^3
0.229	0.914	0.65	7	0.0085
0.483	0.457	1.67	37	0.028
0.483	0.914	3.44	37	0.057
0.483	1.372	5.11	37	0.085
0.61	0.914	5.67	61	0.113
0.61	1.372	8.45	61	0.17
0.61	1.829	11.43	61	0.198
0.914	1.372	19.04	137	0.311
0.914	1.829	25.45	137	0.425
1.118	1.829	35.86	193	0.623
1.219	1.829	48.49	261	0.85
1.778	1.829	100.33	540	1.7

为了卸料方便，有一些管式压滤机还配置有如图 10－16 所示的，用液压操作的滤饼刮环装置。

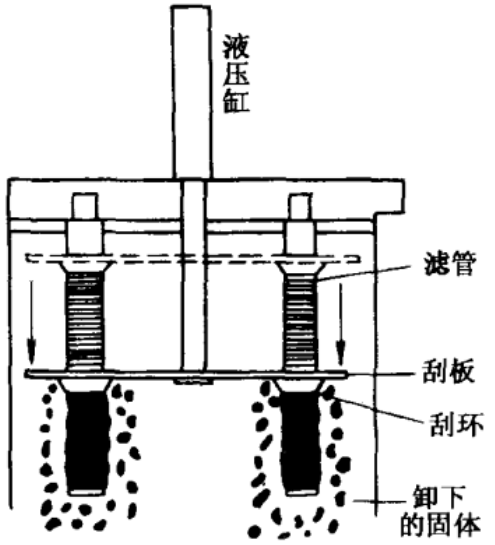


图 10－16　管式压滤机滤管上滤饼的卸除

10－3　多级旋叶压滤机

从 70 年代开始，先在欧洲后在美国和日本相继出现了具有加压和回转叶轮同时作用的薄层过滤技术，开发了连续、多级、能过滤和增浓并同时能洗涤的旋叶压滤机(Rotary Filter Press)，又称多级薄层滤饼过滤机(Staged Thin Cake Filter)。

旋叶压滤机是一种新型的压过滤设备，在结构上和板框压滤机相似(图 10－17)，但在过滤机理上则大不相同，它所采用的是动态过滤技术。动态过滤的机理与固定滤饼层过滤有着基本的区别：后者滤浆所含的固体颗粒的运动方向垂直于过滤介质；而前者在过滤过程中料浆与过滤介质成平行流动，过滤介质表面只积存薄层滤饼或不积存滤饼，这就大大减少了滤饼层所造成的过滤阻力。因而，采用动态过滤技术的旋叶压滤机，可以高效地处理细颗粒、分散性高、可压缩性大或粘性物料等难过滤的悬浮液。

图 10－17 所示的多级旋叶压滤机由回转叶轮和滤室交替排列组成。旋转主轴、叶轮与固定滤室之间的间隙就是料浆流道，叶

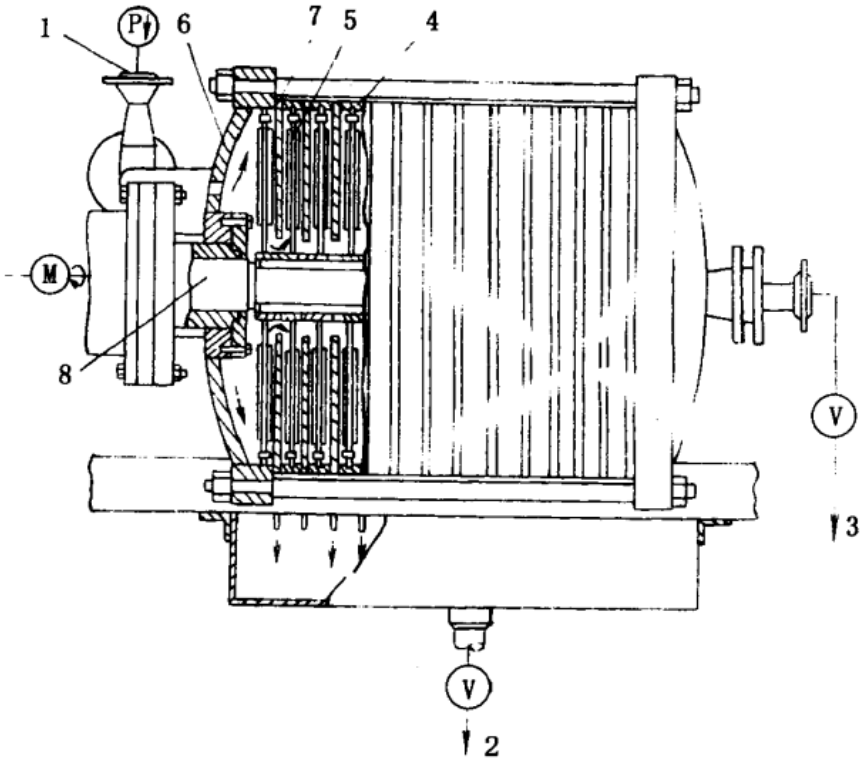


图 10－17　旋叶压滤机结构示意图

1—料浆入口；2—滤液出口；3—滤渣出口；4—叶轮；5—刮刀；6—机壳；7—滤板；8—主轴；M—电机；V—阀门

轮两侧与滤板之间的间隙决定了滤饼层的最大厚度。过滤机的滤框两侧均开有导液槽，其止覆盖有过滤介质。滤板上的导液槽将滤液汇聚在其下部排出。通过滤饼的压力降提供了将固相粒子压向过滤介质的主要推动力。与通常的滤饼层过滤一样，薄层滤饼与过滤介质保证了提供澄清的滤液。料浆由加料口 1 进入过滤机，设在滤室上的洗涤液加入口(图中未画出)可以导入洗涤液。转轴则穿过各级滤板中心处具有一定半径的圆孔，因而所形成的环隙即为各级料浆由前一级进入后一级的通道。叶轮 4 以一定角速度旋转，其两面均装有刮刀 5。刮刀与过滤介质间留有一定的间隙，以便控制滤渣层的厚度。

叶轮高速旋转，可使料浆中固体颗粒与液体进行充分混合，当伴有洗涤时，就更能减小“死区”，或液体走“短路”，从而提

高洗涤效率。此外，还可使高浓度的料浆在剪切力作用下转化成易于挤出的厚浆。叶轮的另一个作用是，可使高速流动的料浆从平行于过滤介质的表面流过，在过滤介质上形成较薄的滤饼，其厚度不随操作时间而改变；或者当叶轮转速提高到一定程度时，过滤面口不积存滤渣，确保了过滤增浓过程能在各级中持续进行。

旋叶压滤机的应用范围，归纳起来大致可以过滤以下物料：

① 金属氢氧化物类，如 $Fe(OH)_2$、$Mg(OH)_2$、$Al(OH)_3$、$Cr(OH)_2$ 等；

② 金属氧化物类，如 Fe_2O_3、TiO_2、RCO_3、ROH 等；

③ 粘土类，如高岭土、SiO_2 等；

④ 吸附剂类，如活性炭、活性白土等；

⑤ 烟灰类，如碳粉、尘土、煤灰等；

⑥ 催化剂及含溶剂的悬浮液；

⑦ 颜料类；

⑧ 染料类，如硫化染料、靛蓝染料等；

⑨ 合成树酯类，如对苯二酸、聚乙烯醇、高聚合物等；

⑩ 某些药物。

表 10-9 列举了用于过滤增浓的典型多级旋叶压滤机(美国 Artision 公司提供)的有关实验数据，可供用户参考。

蒂勒(Tiller)于 70 年代后期对旋叶压滤机进行了洗涤研究。他指出：旋叶压滤机的操作可以采用顺流(在多个点引进新鲜洗涤液)或采用逆流洗涤。当滤液无多大价值而固相需彻底洗涤时，通常以顺流为宜；如需浓滤液，则选用逆流洗涤为好。由于在薄层过滤中能将空隙率(亦即含液量)显著降低，洗涤时所需洗涤液量要比大多数固液分离设备所用的少得多。

当需要在一个装置中同时完成过滤和洗涤操作时，就应将过滤机的前几级用作过滤除去滤液，中间几级用于洗涤，而最后几级则用于完成过滤，如图 10-18 所示。如果洗涤液和原有母液的

表 10－9　具有 6 个过滤室的 Artision 旋叶压滤机试验数据

序号	物料	压力/（磅/英寸²）	温度/℉	物料进口浓度/%	滤液流量/（加仑/英尺²·分）	滤渣产量/（加仑/英尺²·分）	出料浓度/%	转速/（转/分）
1	氢氧化铬	100	80	11	0.151	0.26	39	1050
2	氢氧化铬	200	80	9	0.204	0.235	38	–
3	氢氧化铬	300	80	11	0.224	0.34	47	–
4	氢氧化铬	100	–	8	0.155	0.41	55	985
5	氢氧化铬	200	–	6	0.250	0.235	34	–
6	氢氧化铬	300	–	6	0.294	0.228	33	–
7	二氧化锰	270	80	2.9	0.415	0.094 磅/英尺²·分	45	985
8	二氧化锰	300	110	2	0.537	0.108 磅/英尺²·分	54	–
9	氢氧化铁	375	75	4	0.138	–	26	985
10	氢氧化铁	375	110	3	0.284	0.26 磅/英尺²·分	24	–

性质类似，则完成洗涤以后所需级数将和一合无洗涤操作的过滤机达到所要求的最终固体含量的级数相同。因此，一台过滤机引进洗液，就需要更多的过滤面和更多的级数。

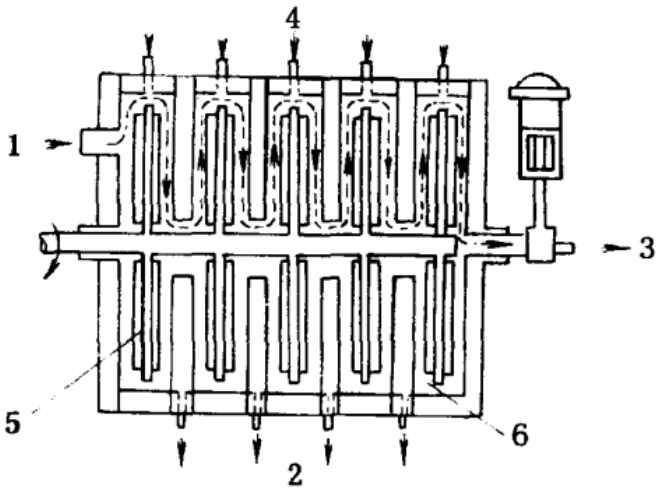


图 10－18　旋叶压滤机同时进行过滤与洗涤的操作

1—料浆入口；2—滤液出口；3—滤渣出口；
4—洗涤液加入口；5—叶轮；6—滤室

蒂勒还指出，洗涤液加入点的位置与干固产量有着直接的关系，它可以根据不同性质的过滤速率曲线找出加入洗涤液的最佳位置。只要确定了洗涤液的进口最佳位置，就可按试差法来求出加入洗涤液的相应级数。

第十一章　真空过滤机

和其他滤饼过滤方法一样，真空过滤技术也是使用多孔过滤介质来支撑滤饼。但与其他过滤方法不同之处是，真空过滤机所使用的推动力较小，因而它通常只适合于一些特殊情况的应用。

它的优缺点都十分明显。其主要缺点是由推动力小而造成的，因为这可能导致过滤速度较低和滤饼的含水量过高。

对于可压缩滤饼，压强较高则会使比滤阻和过滤介质阻力增大，这是使用一般压滤机时经常要遇到的一个棘手问题。与之相比，连续真空过滤机和间歇真空过滤机的设计就比较容易解决这个问题。因为它可以设计得很简单，并且为了在各种特定的应用中能获得良好的适应性，可以采用各种不同的结构材料。因而，在比较简单的机械条件下连续操作，这不能不说是真空过滤机的一个最大优点。尽管目前仍有一些间歇操作的真空过滤机，但绝大多数却是连续操作的，并且具有满意的工业操作性能。图11－1所示的分类，对于了解各种真空过滤机及其与别的过滤机之间的关系，均有极好的参考价值。下面将扼要介绍几种典型真空过滤设备。

11－1　水平带式真空过滤机

于1930年问世的水平带式真空过滤机(见图1－15)，是随着磷矿开采而不断发展起来的，现已发展有各种不同的结构型式，但其基本型式还是如图11－2所示的排水带式。在该装置中，橡胶排水带作为转动的过滤面挂在转辊上，并由它带动旋转。由于排水带的断面形状酷似“T”型，其下部的凸出部分恰好嵌入转辊的腰槽内而避免了带的跑偏。带的外表面上有许多横向沟槽，

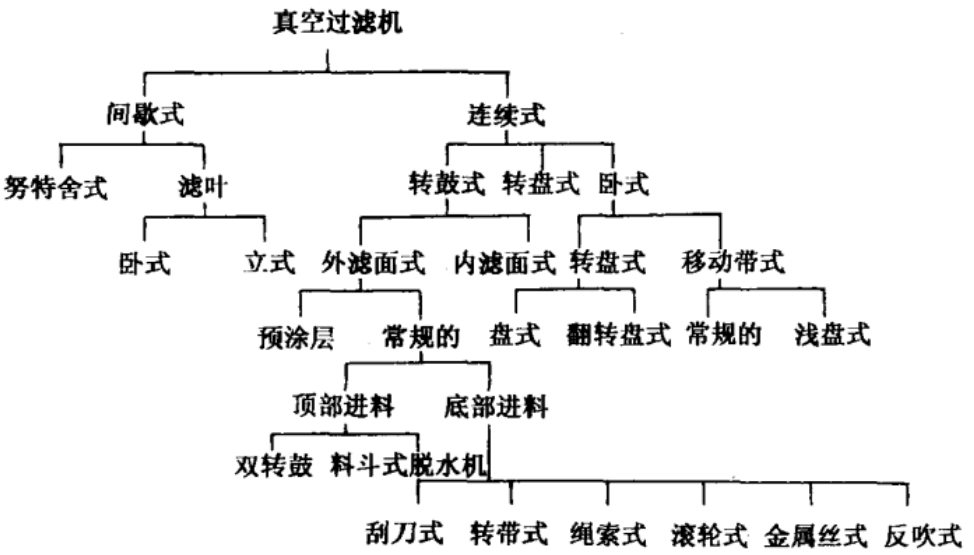


图 11－1　真空过滤设备的分类

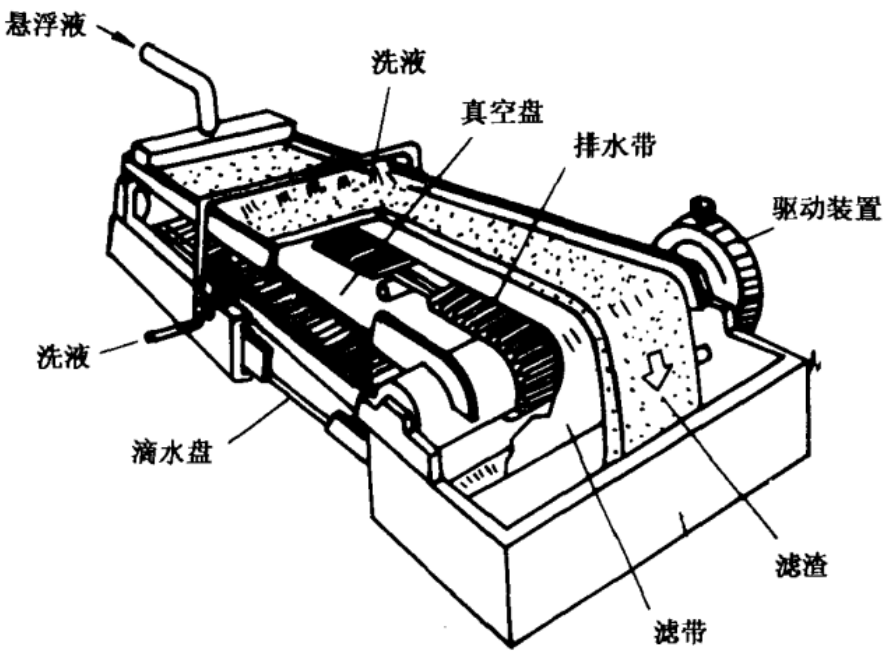


图 11－2　水平带式真空过滤机外观

而带的中央则每隔一定距离还有纵向贯穿孔，作为排除滤液或洗液的流道。此外，在排水带的边缘还设有高起的边堤，以便容纳滤浆防止溢出。排水带上铺设滤布，而构成过滤面。滤布与排水带并不始终接触，它们在返回的那一侧两者相互分开，这非常有利于滤布和排水带的洗涤。为了增强韧性，排水带通常由天然橡胶制成，并加有四酮等纤维物质。

排水带的下表面同真空吸气盘的敞口上周边相接触，以便抽真空时二者之间能保证密封，真空度可达 400 mm 汞柱。吸气盘里有可调节位置的隔板，以便调节真空的操作区域。主动辊借助电机经链轮带动排水带和滤布一起运动，另一个转辊是位置可调的张紧辊。此外，还有校正滤布跑偏的装置。为了避免滤浆同洗涤液相混，在过滤面上还设置有软质橡胶隔板。

在操作时，先由悬浮液分配器以自流方式向移动的过滤面供料，此种加料方式布料均匀且不损坏颗粒，有利于真空过滤。

在真空盘(图 11－3)的抽吸作用下，固相颗粒被截留于滤布，形成的滤饼厚度可达 10 cm；滤液通过排水带上的横向沟槽及中央贯穿孔，流入真空盘后排出机外。通常，为了保证洗涤均匀并节约用水，一方面采用溢流槽向滤饼均匀供水，另一方面可采用多级逆流洗涤。洗涤后的滤饼，重新进行真空脱水并到滤布转向处靠自重脱落，或者借助滤饼卷辊、振动器以及压缩空气等方式排除。排水带和滤布在返回过程中受到冲洗(图 11－4)并获得再生，此时所用洗涤水很少。如此循环往复成为连续操作的过滤设备。

水平带式过滤机具有以下 4 条优点：

① 滤饼的洗涤效果较好，因为它们的过滤面都呈水平状态，故非常适用于多级逆流洗涤。

② 滤布经常保持干净，因为滤布的两面均受到喷嘴的洗涤(见图 11－4)，所以即使滤浆中的固体颗粒很微小，也不致堵塞滤布的孔隙。

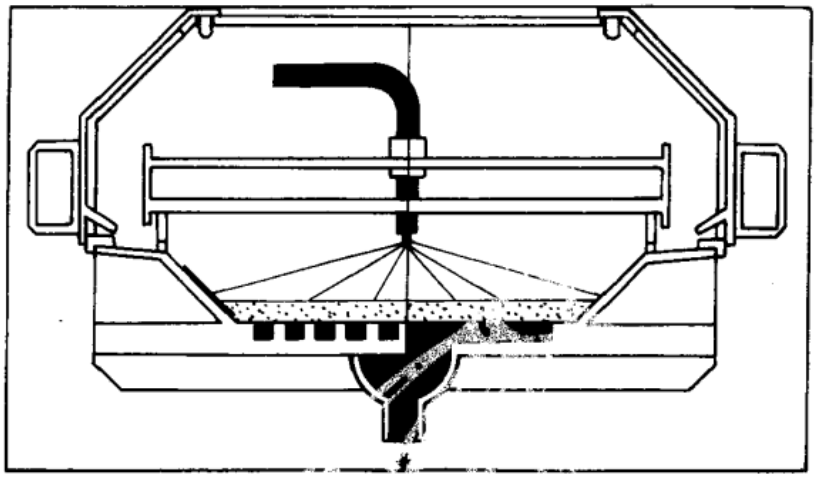


图 11－3　带式过滤机的真空盘

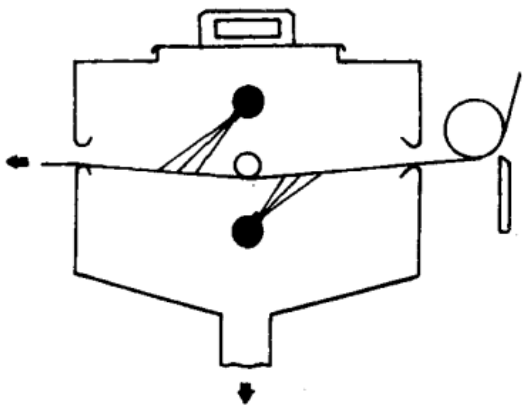


图 11－4　排水带和滤布的再生

③ 工作周期短，单位过滤面积的处理能力大。即使是大型机台，其工作周期也可控制在 1 分钟以内。

④ 结构简单，容易保养，滤布更换很简便。

缺点是，单位过滤面积的占地较多。

通常，供研究用的水平带式过滤机的过滤面积，可以小至 0.05 m^2；实验机台的过滤面积也只有 0.2m^2 左右；至于工业用机台的过滤面积，排水带式为 2.3～57 m^2，托盘式为 1.4～42 m^2。法国的菲利普公司生产有 40 种不同规格的水平带式过滤机，过

滤面积为 0.25 ~ 120 m^2。日本生产的水平带式过滤机的一般规格详见表 11 - 1。

表 11 - 1　有排水带的水平带式过滤机有关数据

过滤面积/米²		10	15	18	25	30	40	45
尺寸/毫米	长	12220	15700	17700	19350	22000	27500	30100
	宽	2350	2350	2350	2900	2900	2900	2900
	高	3870	4000	4000	4000	4000	4325	4325
	有效带宽	1500	1500	1500	1850	1850	1850	1850
	有效带长	6707	10009	12012	13615	16218	21641	24354
周期/秒		60 ~ 600						
带的最高速度/(米/分)		6.7	10	12	13.6	16.2	21.6	24.4
驱动电机/千瓦		5.5	11	11	15	15	22	30
滤布洗涤水量/(升/分)		400	400	400	450	450	450	450
排水带洗涤水量/(升/分)		135	135	135	150	150	150	150

水平带式过滤机适用于过滤含有粗颗粒的高浓度滤浆以及滤饼需要多次洗涤的物料，例如应用于城市上下水的处理、医药工业、工业废水的处理、食品工业、集尘灰浆的处理、陶瓷业、化学工业、离子交换用水的处理、纸浆工业、涂料工业、合成树脂工业、精糖工业、染料及颜料工业等，最适用处理的部分物料如表 11 - 2 所示。

表 11 - 2　水平带式真空过滤机适用物料举要

工业部门	典型物料举例	工业部门	典型物料举例
化学工业	催化剂、无机炭黑颜料、金属氢氧化物、树脂、有机颜料、磷酸、增塑剂、咖啡因、酪蛋白、聚乙烯、氯化钠、碳酸钾、碳酸镍	选矿工业	煤粉、铁精矿、锰砂、铀浸出液、水泥
食品工业	蛋白质和衍生物、柠檬酸、水果汁、面筋、植物油、淀粉、麦芽糖浆、牛乳糖、酵母	医药工业	青霉素、酶类

此外，近年来水平带式过滤机在浮选精煤的应用中也获得极大成功。其特点是过滤速度快，滤液含固量低，精煤回收率高和滤饼含水低，单位时间面积处理能力大，故有着广阔的开发前景。

11－2　转鼓真空过滤机

连续真空过滤机主要有三种型式，即转鼓真空过滤机、转盘真空过滤机和卧式旋转真空过滤机。在这三种过滤机中，应用最广泛的是转鼓真空过滤机和转盘真空过滤机。

转鼓真空过滤机的过滤面积，从 0.05 m^2 大至 100 m^2，并可分为三种类型：底部进料式、顶部进料式和预涂层式。最常用的是第一种；顶部进料式包括普通的双转鼓真空过滤机和料斗式脱水机；预涂层式实际上只是底部进料式的一种发展。

转鼓真空过滤机的转鼓被分成若干扇形格室（参见图 1－13），各格式分别与一自动过滤阀接通。当转鼓旋转时，浸入悬浮液槽中的鼓面吸取滤液，而滤饼则沉积在转鼓表面。在转鼓转动的同时，滤饼逐渐变干，最后从转鼓表面卸除。滤布包在适于排水的转鼓面上，当滤饼在滤布上形成时，滤液便通过转鼓上的孔，然后经过管道流向自动过滤阀。一般制造厂家均采用多种排水系统和固定滤布的有效方法。由于现代的转鼓真空过滤机大多属于多格室设计，故滤布通常是采用堵缝法或绕线法来固定的。

滤饼卸除方法的优劣，对于保持滤布的清洁很重要。近几年来，已发展了好几种滤饼卸除技术。在这些技术中，滤布并不固定在转鼓表面，而是包在转鼓上并随它一起转动，当被调整到卸料位置时便离开转鼓，绕过一个卸料滚轮进入洗涤箱进行洗涤，然后再返回转鼓进行吸滤。这种技术很适合处理粘性滤饼和容易堵塞滤布的物料，其结构配置如图 11－5 所示。

由图可知，刮辊 6 装在剥离辊 4 和导向辊 7 之间，刮辊 6 装有互相错开的短条刮板 5，刮板 5 与附着在滤布 1 上的滤饼 2 相

接触。刮辊 6 的辊体相对滤布的位置可以沿箭头方向调节，如图 11－5(a)所示；而刮辊则由链轮 13 带动旋转，其转向如图 11－5(b)箭头所示。

当滤饼不堵塞滤布，并要求滤液达到较好澄清度时，可以使转鼓上的滤饼厚到固定刮刀的位置，多余滤饼被此刮刀刮除。当过滤速度较低，同时滤饼本身又易于堵塞滤布时，可将刮刀调整到接近滤布表面，以便形成薄的滤饼。当每个扇形格室达到卸料位置时，可通过处于卸料位置的自动过滤阀用反吹的方法来卸除滤饼。

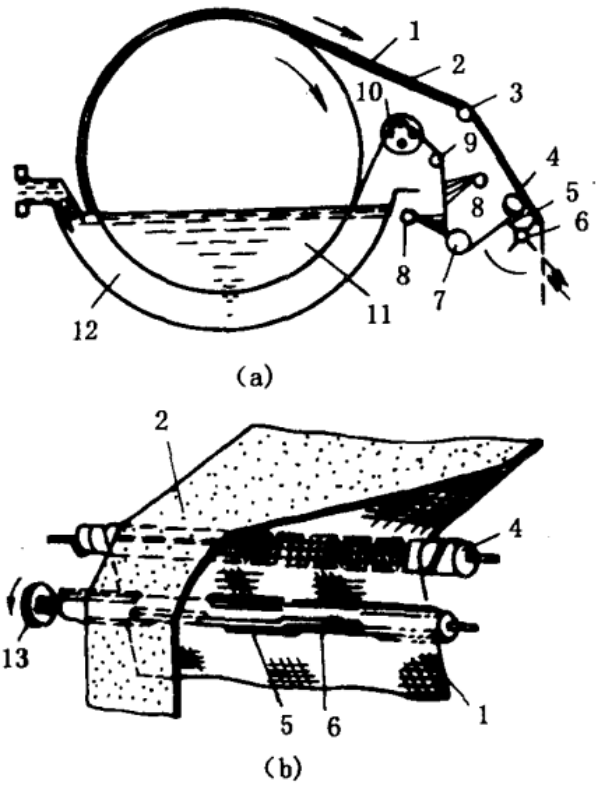


图 11－5　滤布行走式转鼓真空过滤机的滤饼卸除装置

1—滤布带；2—滤饼；3、9—支承辊；4—剥离辊；5—刮板；6—刮辊；7—导向辊；8—洗涤喷嘴；10—滤布距偏修正装置；11—转鼓；12—滤浆槽；13—链轮

当滤饼具有一定强度时，则可采用一些环状的绳索来卸除滤饼。这些绳索绕在转鼓上(图 11－6)，一达到卸料位置便离开转鼓，经过几个滚轮和一个导向梳返回转鼓。只要使用适当，这种技术便能卸除整块滤饼。滤饼成块地剥落，有利于滤布的清洁。此外，近年来还发展了使用金属丝、链条或螺旋弹簧来卸除滤饼的方法。

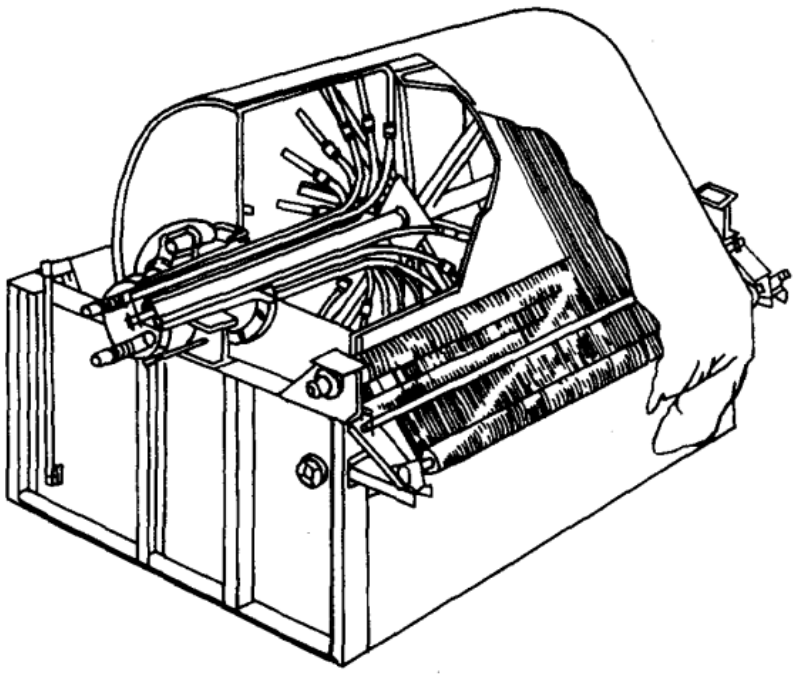


图 11－6　绳索卸料转鼓真空过滤机

最简单的转鼓真空过滤机在运转时，大约有 30%～40%的转鼓要浸入悬浮液槽中。在这样的配置(见图 11－7)中，可以不用填料函支撑转鼓的轴和自动过滤网。在某些操作中滤饼形成阶段成为控制因素，为达到预期的澄清要求而使用了预涂层过滤机，在这些场合约有 60%～75%转鼓表面要浸入悬浮液槽中。这种过滤机，通常需要使用密封填料函，因而其价格就比一般浸没浅的过滤机要高。

调节转鼓转速、真空度和浸没深度 h (图 11－8)这三个主要操作变量，可以改变转鼓真空过滤机的性能。改变这三个变量中

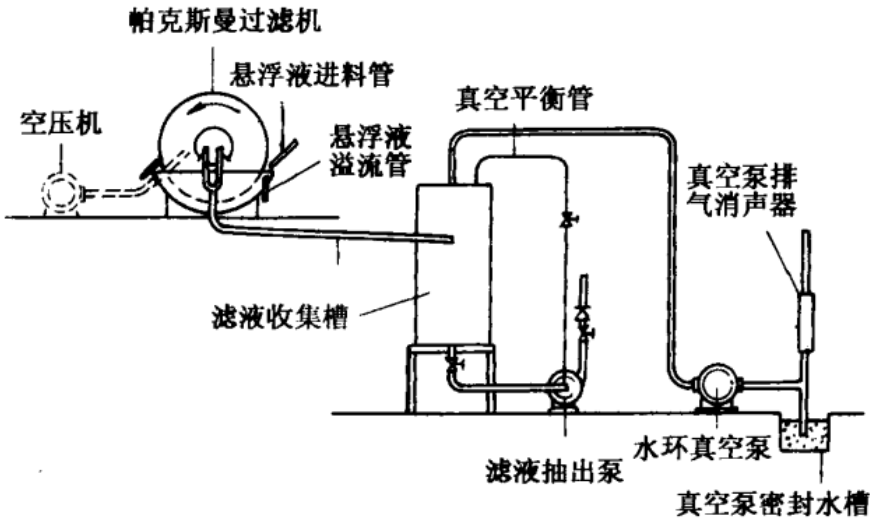


图 11－7　转鼓真空过滤机设备标准配置

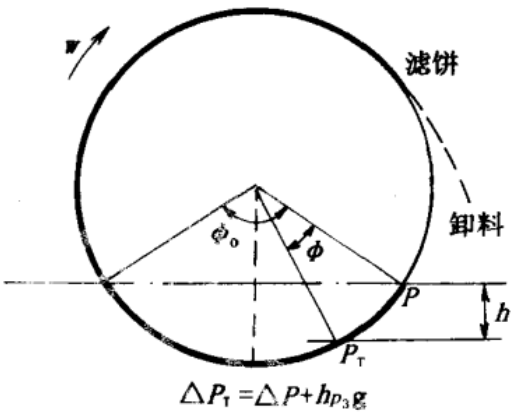


图 11－8　浸没深度对压强降的影响

的任何一个，都会同时影响到滤饼形成、干燥、处理能力和卸料。转鼓真空过滤机通常都有变速传动装置，以便在最高可能转速下获得所需干度和可卸除的滤饼，以达到最大的处理能力。此外，为了提高滤饼的干度，还可以使用循环毡带、压滚或蒸汽夹套。欲获得最大的处理能力，也应使用最大的转鼓浸没深度，但若是处理极易过滤的物料，则须减小转鼓浸没深度或降低真空度。

为了进行定量分析，可采用一般的过滤方程（2－24)。其中

比滤阻 α 可以用实验加以确定，不过颗粒的性质对它的影响是很大的，颗粒性质即使变化很小也会影响 α 的测量结果。

对于连续过滤机来说，凯尔西(Kelsey)认为可以忽略过滤介质的阻力，并对方程（2－24）式进行了积分，从而获得一个简单的解析式：

$$V_f/A = \left(\frac{2\Delta p t_f}{\mu \alpha w}\right)^{1/2} \qquad (11-1)$$

式中 V_f 为在时间 t_f（循环时间的一部分）内所得到的滤液总体积。

凯尔西还指出，在低压过滤的场合，比滤阻 α 具有一种与滤饼压缩性有关的特殊形式(参见第二章 2－4)

$$\alpha = \alpha_0 \Delta p^n \qquad (11-2)$$

式中 n 为可压缩性系数。每种物料都有其特征 n 值，并在中压范围内保持恒定。如果观察到 n 值有变化(其值必定介于 0 与 1 之间)，则可用平均值 α_a 代替 α_o。n 的实际值从高度可压缩性氢氧化物的 0.9 直至碳酸钙的 0.01～0.15。

其他因素例如与浸没深度 h 有关的静压头的影响，可由下式给出(见图 11－8)：

$$\Delta P_T = \Delta P + h\rho_s g \qquad (11-3)$$

由于滤饼变厚而增大过滤面积，这也会产生一些影响，但还未见有多大的实际意义，倒是可压缩性的影响应予考虑，其修正式为：

$$V_f/A = \left(\frac{2\Delta P^{1-n} t_f}{\mu \alpha_o \omega}\right)^{1/2} \qquad (11-4)$$

此式以每个循环中单位过滤面积所得滤液体积的形式给出过滤速度。在实际应用时，通常以单位时间单位过滤面积所得滤液体积的形式来表示过滤速度更为恰当，只要以过滤时间 t_f 除式(11－4)即可得到。由于过滤时间 t_f 等于 ϕ 与循环周期 t_T 的乘积(此时，ϕ 以滤饼形成阶段在循环中所占的分数表示)，因而旋转真空过滤机单位过滤面积的处理能力 V_T 可由下式表达：

$$V_T = \frac{V_f}{At_T} = \left(\frac{2\Delta P^{1-n}\phi}{\mu\alpha_0 w t_T}\right)^{1/2} \qquad (11-5)$$

式中，V_T 为以单位时间单位过滤面积所得滤液体积来表示的处理能力。而以单位时间单位过滤面积所得干滤饼量表示的处理能力，则可用 ω 乘以上式（11－5）得到，即有

$$Z = \frac{V_f w}{At_T} = \left(\frac{2\Delta P^{1-n}\phi w}{\mu\alpha_0 t_T}\right)^{1/2} \qquad (11-6)$$

如果存在滤布阻力，则式（11－1）可以写成：

$$t_T = \frac{\mu}{\Delta p^{1-n}}\left[\frac{w\alpha_o}{2}\left(\frac{V}{A}\right)^2 + R_m\left(\frac{V}{A}\right)\right] \qquad (11-7)$$

式中，t_T 为循环周期。

经过拉什顿（Rushton）和哈梅德（Hameed）的推导，（11－6）式可以按以下表达形式来使用：

$$Z = \frac{1}{t_T}\left(\frac{-R_m + (R_m^2 + 4\gamma\beta)^{1/2}}{2\gamma}\right) \qquad (11-8)$$

式中 $\gamma = \alpha_a/2$ $\beta = \dfrac{\Delta P w t_f}{\mu}$ $t_f = \phi/\omega$

至于浓度对比滤阻 α 的影响，也已由蒂勒等人进行过深入的研究。当以重量计的固体浓度超过 10% 时，压缩力便会压缩形成中的滤饼，使收集到的滤液体积增加。这一点可用一系数 j 乘比滤阻来说明：

$$\alpha_T = j\alpha_a \qquad (0.9 < j < 1.0) \qquad (11-9)$$

已经得到了一个以转鼓表面已积累足够厚的滤饼，从而不发生滤饼碎裂现象为前提的计算公式。

以上讨论的常规转鼓真空过滤机具有如下主要优缺点。

优点：

① 能够连续地进行自动操作，节省人力；

② 设计和操作中可变因素多（卸料方法，转鼓转速，真空度，滤布，转鼓浸没深度以及循环周期等），适合处理多种性质不同的

悬浮液；

③ 操作现场清洁；

④ 维修费用低；

⑤ 能够进行有效的洗涤和脱水；

⑥ 能够分别收集洗涤液和滤液。

缺点：

① 价格高；

② 受到热液体或挥发性液体的蒸气压的限制；

③ 不能处理真空下形成爆炸性气体或可燃性气体的产品；

④ 不适于处理沉降快的悬浮液；

⑤滤饼薄，循环周期短，容易造成滤布的堵塞，须采用绳索卸料法或带式卸料法来克服。

常规转鼓真空过滤机的用途极广，可有效处理包括粘土、细精煤、絮凝的原煤浆、冶金矿浆、纸浆、化学产品、石油产品和塑料产品等的悬浮液。

除常规转鼓真空过滤机外，还有一种应用很广的预涂层式转鼓真空过滤机，其结构与常规型大致相同。所不同的只有两点：一是增加了一个预涂层浆液槽；二是刮刀很薄，卸料时能将滤饼连同一薄层预涂层一齐刮掉(图11－9)。

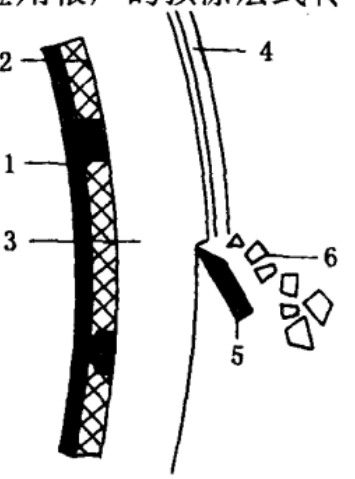


图 11－9　预涂层转鼓过滤机的卸料

1—转鼓和滤室；2—滤布；3—预涂层；4—滤饼；5—刮刀；6—卸除的滤饼

预涂层所用材料，通常为硅藻土和膨胀珍珠岩。但因其价格较贵，所以寻求代用品的工作一直颇受关注，近年来出现的粒状聚氨酯已经得到应用。此外，还研制成功可燃性助滤剂，可随分离后的滤饼一起焚烧掉。

预涂层的厚度，一般为 50 ~ 100 mm，过滤作用发生在该层的表面，当然也会有

些分散的颗粒侵入表层。当过滤开始，转鼓浸没在滤浆槽中，其浸没率约为 30% ~ 50%。浆槽大都固定，但也有可升降的。转鼓的转速一般为 1.6 r/min，高速转鼓可达 10 ~ 40 r/min。分离的滤液透过预涂层和滤布，再经滤室和滤液管排出机外；而固体颗粒则被预涂层截留，形成滤饼。滤饼随转鼓转出液面后，会相继进入洗涤区、干燥区和卸料区。转鼓每旋转一周，预涂层的厚度就会减少 0.015 ~ 0.2 mm。预涂层的刮削厚度，一般要视固体颗粒渗入深度而定，渗入越深，刮刀的进刀量也就越大。由此可见，过滤操作始终是在新鲜预涂层上进行，因此不会出现预涂层孔隙发生堵塞的现象。

预涂层过滤机的流程如图 11 - 10 所示，可供用户参考。

11 - 3 转盘真空过滤机

转盘真空过滤机由一些滤盘组成(图 11 - 11)，它们安装在一个中心轴上并与一个普通真空过滤阀相连通。当滤盘转动时，其中的扇形格室(一般有 10 ~ 30 个)便依次进行过滤和脱水操作。与转鼓真空过滤机相似，圆盘的下部也浸没在滤浆中，如果圆盘的旋转搅动能防止颗粒沉降，则可不另设浆叶状搅拌器。当扇形格室到达卸粒位置时，滤饼则由绳索或刮刀卸除。在实际使用中，转盘真空过滤机的滤盘可以多达 12 个，总过滤面积约为 0.05 ~ 300 m^2。这种过滤机的优缺点如下。

优点：

① 单位面积购置费用要低于转鼓真空过滤机；

② 过滤面积大，占地面积小；

③ 更换过滤介质快；

④ 悬浮液槽分成数格，在使用一个或几个自动阀的情况下，可以用一台过滤机同时处理几种不同的悬浮液；

⑤ 一般用来处理含大量较易过滤固体(通常粒径为 40 ~ 200 目)的悬浮液。

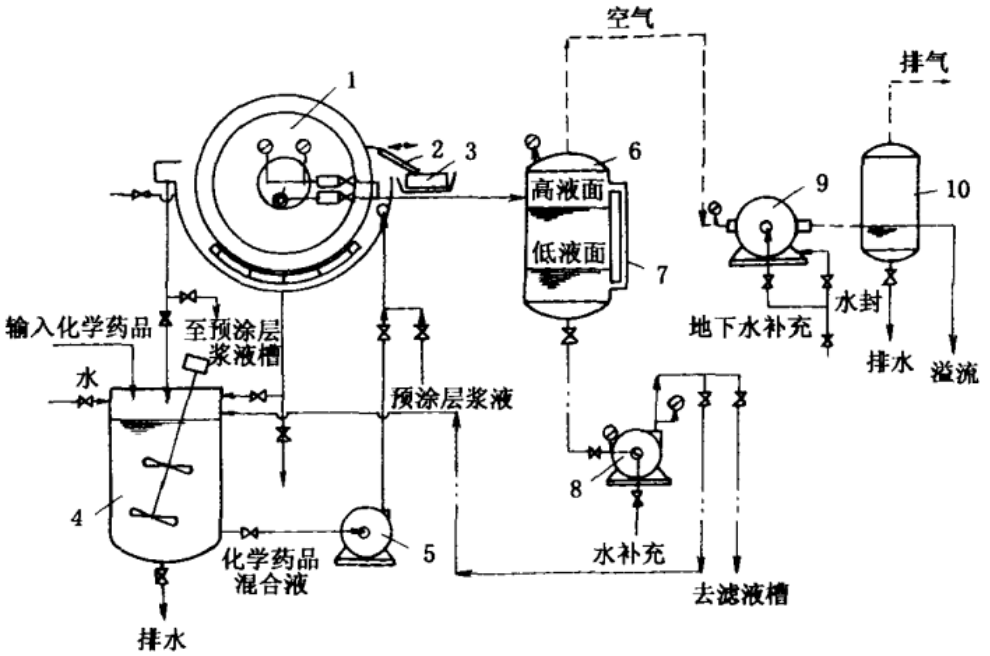


图 11－10　预涂层转鼓过滤机的流程

1—转鼓;2—刮刀;3—皮带输送机;4—化学药品混合槽;5—滤浆泵;6—接受槽;7—液面控制管;8—滤液泵(自吸型);9—真空泵;10—消音器

缺点:

① 因为在竖直滤饼表面上进行洗涤，而且滤饼干燥时间短，故难以达到好的洗涤效果;

② 所得滤饼要比转鼓真空过滤机的湿;

③ 滤饼薄，较难卸除;

④ 由于滤盘浸没深度变化范围不大，所以使用时不够灵活;

⑤ 采用刮刀卸料时，过滤介质磨损速度较高;

⑥ 不适宜处理非粘性滤饼。

目前，转盘真空过滤机已成功地应用于水泥、淀粉、制糖业、制铝业、浮选精煤脱水、氧化钛选矿浆、磷酸浆、磁铁矿浆、造纸业以及烟道灰尘和废水处理等方面。

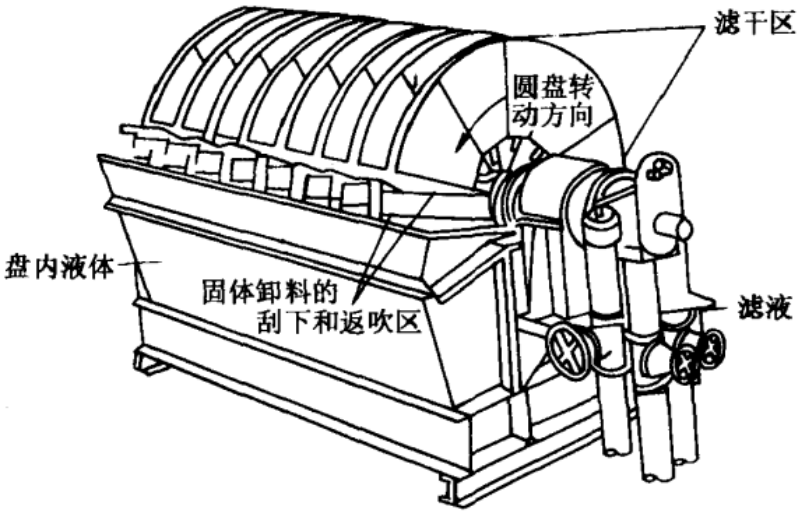


图 11－11　转盘真空过滤机

目前，国内所使用的转盘真空过滤机，主要有表 11－3 所示的几种规格。

表 11－3　转盘真空过滤机规格(德国造)

型　　号	过滤面积/米^2	圆盘数	每个圆盘上的滤叶数	圆盘直径/米	重量/吨	驱动功率/千瓦
SSF37.5/1	37.5	1	30	5.3	7.4	5.5
SSF75/2	75	2	30	5.3	13.0	7.5
SSF112.5/3	112.5	3	30	5.3	19.0	11

11－4　浓缩过滤机

浓缩过滤机分为转鼓型和圆盘型两种。转鼓或圆盘由水平轴支承，并完全浸没在滤浆槽所盛的滤浆中。图 11－12 所示的结构简图中，滤浆槽上有盖，槽底为锥形用以收集滤渣和安装搅拌器、螺旋输送器。

采用普通分配头来控制运转过程：在真空作用下，上方滤室介质的表面上就会形成滤饼；当滤饼转至下方时，便由来自滤液

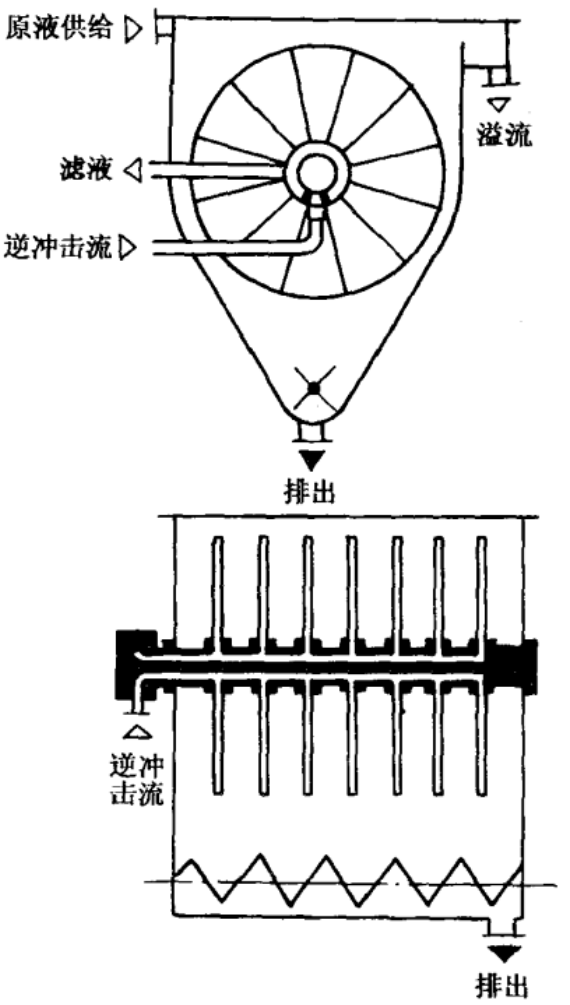


图 11－12　圆盘型浓缩过滤机的构造简图

贮槽的滤液给逆流冲击掉，并掉到过滤槽的锥形部分由设置在此处的螺旋输送器排出机外。当然，被排出的并非是干滤饼，而是浓缩了的滤浆。因此，对于含固量稀少不宜直接进行过滤和离心分离的滤浆，就可预先采用此机加以浓缩。也就是说，可以一方面获得澄清的滤液，另一方面也可获得浓度适当的滤浆，其流程如图 11－13 所示。

该机的主要优点是：

① 占地面积少；

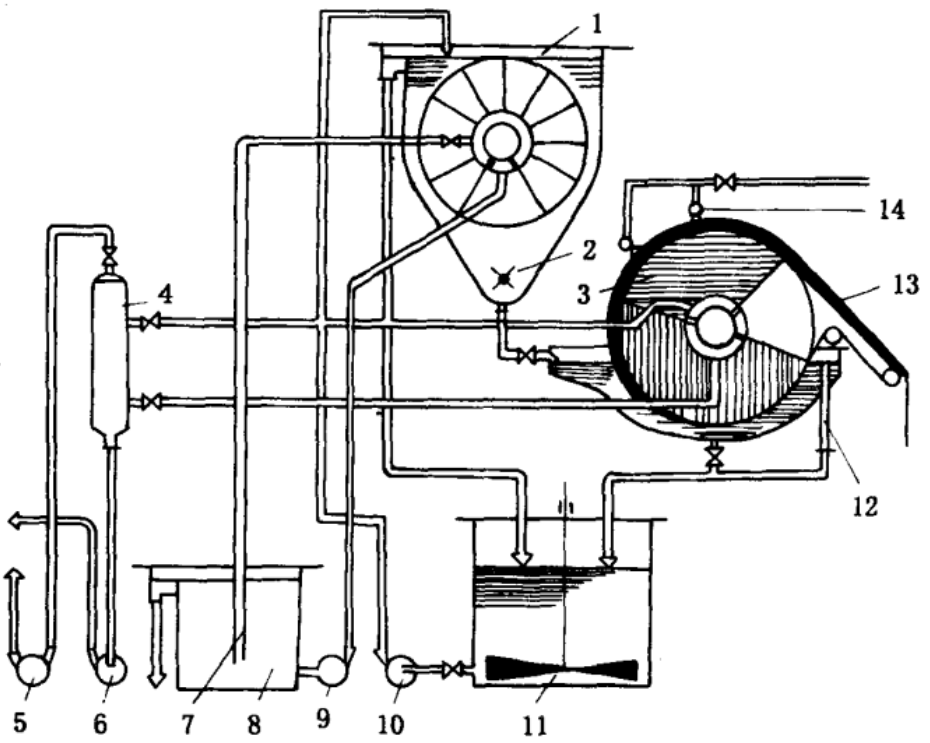


图 11－13　浓缩过滤机的流程

1—浓缩过滤机；2—卸料螺旋；3—转鼓真空过滤机；4—滤液分离器；5—真空泵；6—滤液泵；7—气压管；8—来自浓缩过滤机的滤液的贮槽；9—滤液反向冲击泵；10—滤浆供给泵；11—有搅拌器的滤浆槽；12—溢流导管；13—滤饼；14—洗涤装置

② 排出滤浆的浓度易于调节，可通过调节排出的滤液来实现；

③ 当以过滤机作为浓缩机时，其效率与过滤机的浸没率成比例，一般过滤机的浸没率最高为 50%左右，但该机在液体中过滤，浸没率为 100%，故效率极高，所需真空泵的容量也极小；

④ 由于是密闭型，因而非常适于处理有臭味和易挥发的物料；

⑤ 当该机与沉降式离心机组合时，由于其料浆来自离心机的分离液，故经该机处理后可获得澄清的滤液。

对不能直接用普通过滤机和离心机来处理的低浓度滤浆，例如工业废水，便可采用该机进行浓缩。

11－5　水平回转翻盘真空过滤机

该机结构主要由三部分组成：

① 过滤部分——为环形过滤面，是由许多彼此独立的扇形滤盘(图 11－14)排列而成。每个扇形滤盘中都有用橡胶或聚丙烯作成的筛板，筛板上盖有滤布。每个过滤盘的滤液出口都经刚性管同中央分配头连通，过滤盘可翻转的角度为 180°。

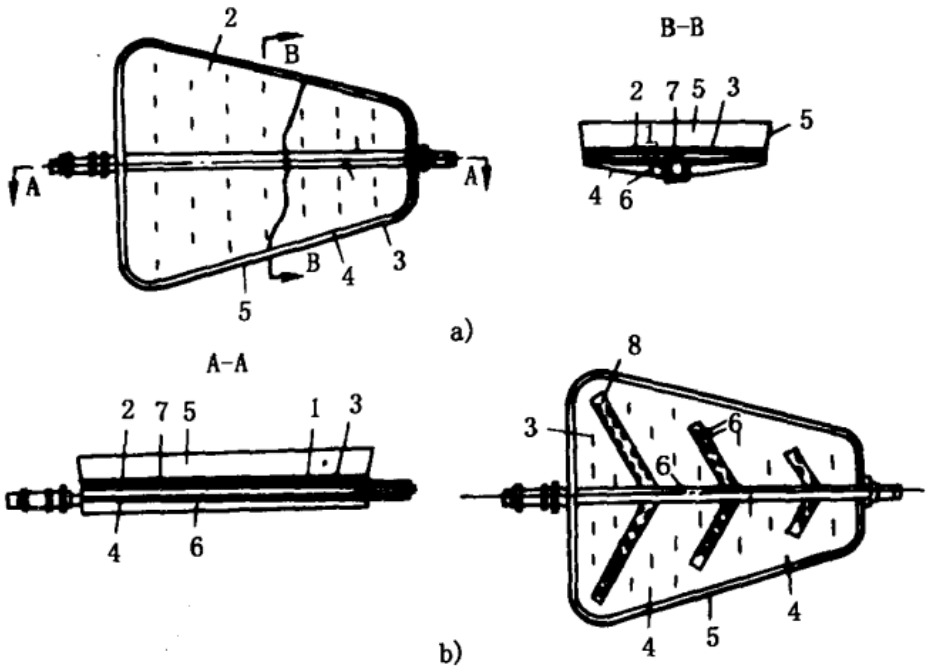


图 11－14　翻盘过滤机的扇形滤盘

1—滤室；2—筛板；3—支承板；4—滤盘底；5—滤盘边沿；6—滤液管上的吸引口；7—滤液吸出管；8—支管

② 真空抽吸部分——在真空抽吸作用下，滤液经分配头被吸引到滤液槽中。

③ 传动部分——每一扇形滤盘都通过轴承安装在旋转台上，并借下方的轮子沿内、外圆形轨道滚动；旋转台则由齿轮经大齿圈带动旋转。

从图 11－14 可知，扇形滤盘的边沿有一定高度，以免滤浆溢出。在筛板 2 上盖有滤布，并与底板 4 构成滤室 1。筛板 2 的下方装有支承板 3，以防止其变形下凹。滤液排出管 7 上有许多真空吸引口，借以排出滤液。

采用这种结构的滤盘，其主要优点是：滤液可在短时间内迅速排出；能够充分而又快速地对滤饼进行高效洗涤。

滤盘既可绕自身轴线进行自转，又可绕过滤机的中心轴线公转。而且，公转速度是可变的，其变速范围为 1/10～1/3 r/min，电机功率为 0.75～45 kW。该机的工作循环如图 11－15 所示。

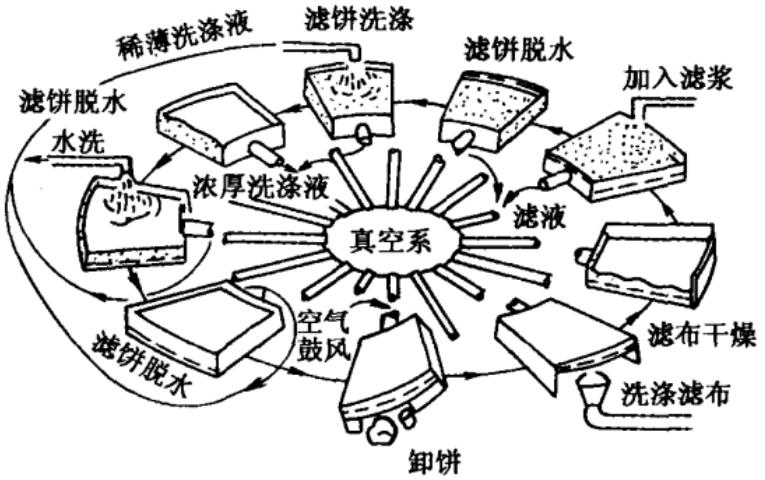


图 11－15　翻盘过滤机的工作循环

翻盘过滤机现已广泛使用于处理颗粒比重和粒径都非常大的高浓度滤浆，例如：磷酸、石膏、二氧化锰、碳酸钾、铁砂、镍、铁矿石以及其他特殊金属。

迄今为止，最大的翻盘过滤机的过滤面积可高达 205 m^2，对 P_2O_5 的处理能力高达 1000 吨/天，直径约为 23 m，其主要规格详见表 11－4。

表 11－4　翻盘过滤机主要规格

总过滤面积/米^2	过滤盘数	直径/毫米	高度/毫米	重量/吨
65	32	13400	3200	45.0
70		13400		46.5
75		13800		48.0
80		13800		49.5
85		14800		51.0
90		14800		52.5
95		15200		54.1
100		15200		55.7
105	32	15900	3400	61.0
110		16300		62.7
115		16800		64.4
120		17200		66.2
125		17600		67.8
130		18050		69.5
135		18400		71.2
140		18800		72.9
145	36	18600	3400	78.2
150		19000		79.9
155		19400		81.5
160		19800		83.2
165		20200		84.9
170		20600		86.6
175		20900		88.3
180		21300		90.0

第十二章　过滤介质

如何选择最佳过滤介质，是一个有关提高过滤效率和精度的重要问题，但又是一个很难解决的问题，因为其中面临着材料、纱线、结构、织法以及精整方面几乎无数种组合的问题。

本章所介绍的内容，虽不能完全解决这类问题，但至少可以缩小必须试验的材料和结构的组合范围。同时，还可以为工程技术人员解决好以下两个问题：① 指出当前过滤介质领域中有那些可以利用；② 提供指导方向，选择最好的介质，以解决对应的过滤问题，提高生产能力并简化结构。

12－1　过滤介质分类

从理论上讲，凡是能够截留固体而让液体通过的材料均可视为过滤介质。过滤介质的种类极多，性能各异。若按作用原理分类，可分为表面过滤介质和深层过滤介质；若按制造材质，可分为棉织、毛织、合成、玻璃、陶瓷以及金属过滤介质等；若按结构，则又可分为挠性、刚性及松散性过滤介质，详见图 12－1。

12－1－1　挠性过滤介质

常用挠性过滤介质包括滤布、滤网、非织造纤维介质和薄膜。

(1)滤布

编织滤布是品种最多、应用最广的介质。其材质有棉、蚕丝、麻、兽毛等天然纤维以及各种化学纤维。滤布的过滤性能一般取决于材质、织法、温度以及滤浆的成分。下面重点介绍一下几种常用的合成纤维滤布。

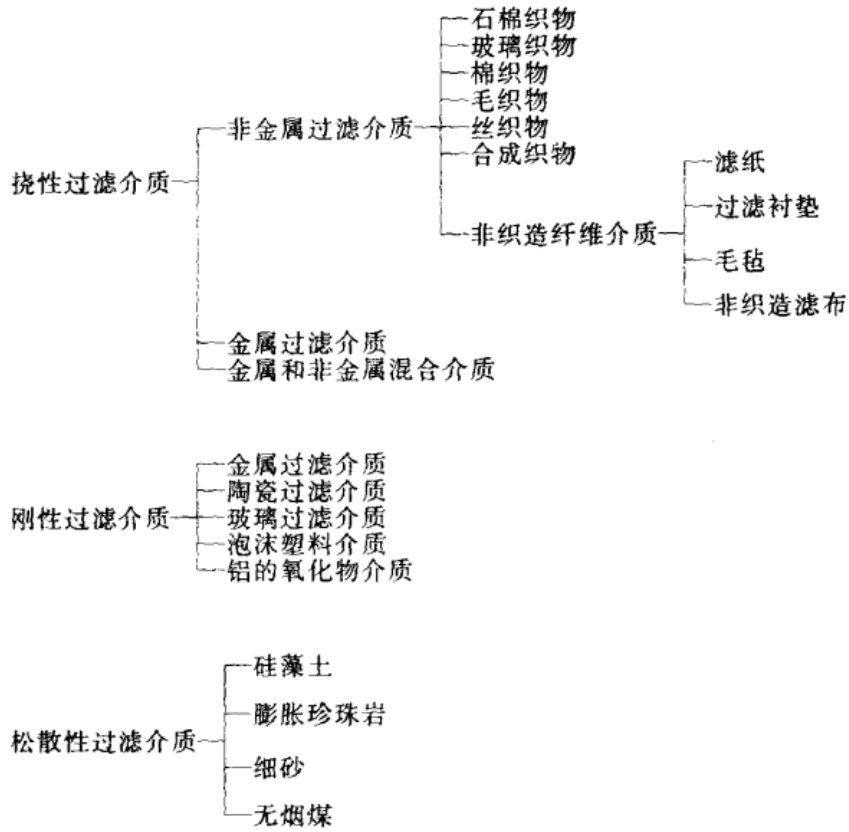


图 12－1　过滤介质结构分类

① 聚氯乙烯布。它有极光滑的表面，利于卸渣。对酸、盐、矿物油及微生物的作用具有稳定性，不过在氧化剂、浓碱溶液的作用下，则会受到破坏。缺点是，聚氯乙烯布的热稳定性较低，通常只适用于 60℃以下，当超过此温度限后，滤布就容易僵化，发生堵塞。

② 过氯乙烯布。鉴于氯纶纤维对酸、碱有很高的稳定性以及不燃烧性和不腐朽性，而且在水中不膨胀，故这种滤布应用极为广泛。但是，氯纶纤维的热稳定性较低，只适用于 60℃以下。

③ 聚酯。聚酯纤维(如大可纶)能织成强力而抗挠的滤布，可以耐受严重的磨损而延长使用寿命。而且，还因其具有高度的初缩性，其织物极为细密，故能提供优越的固体保持性。

大可纶对于氧化剂具有高度的耐性。对于大多数酸，它都具

有良好的抵抗性。但在室温下对浓酸只有一般的抵抗性，而在沸腾的浓酸中则会全部分解。

除了对于芳香族的酚类以外，大可纶很耐溶剂。它的另一些优点是对霉菌、霉类和菌类的抗腐蚀性，甚至在有低湿(0.6%～0.7%)吸收时，也有高度的抵抗能力。然而，水解作用却能使它发生降解。

④ 迪尼耳(丙烯)。它是丙烯腈和氯乙烯的聚合物，具有良好的保持性、密封性以及抗张强度。它还具有高度的形稳性，在沸水中只收缩 0.5%左右。这种合成物实质上不受浓无机酸和浓碱的影响，但在高温下不能用于酮类、某些胺类和芳族烃类，对大多数溶剂的耐性不良。

⑤ 玻璃。玻璃纤维织物由于能耐酸和耐高温而在过滤介质领域中占有一定的地位。除了氢氟酸和热磷酸各在其最高浓度下以外，它都能完全耐酸。室温下的强碱和高温下的弱碱都能侵蚀玻璃纤维。虽然玻璃对于压力有高度的抵抗性，但却容易因磨损和挠曲而致破坏。为了降低磨耗，可以在织造过程中加入适量矿物油作为润滑剂。

玻璃丝有两种类型——即化学用和电工用两种。化学用玻璃丝的耐酸性要比电工用的稍高一些。电工用的玻璃丝主要就是为电工应用而设计的，有定长纤维和连续纤维两种；而化学用的类型，则只有定长纤维一种。

⑥ 丙烯纤维(如奥纶)。它具有热稳定性很高的优点，例如在 150℃温度下，还能保持其在 25℃时所具有的强度的 50%。此外，它还具有良好的耐磨性能。

在耐化学腐蚀方面，奥纶布对无机酸具有良好的抵抗性，在浓度超过 80%的浓硫酸中才溶解。对弱碱以及室温下的强碱，具有良好的抵抗性；此外，它不会被常用的溶剂、油类、脂类、中性盐以及大多数酸性盐所侵蚀 。

⑦ 聚乙烯布。它价格低廉，而且耐化学腐蚀，在室温下对

碱、有机酸和无机酸都具有稳定性，使用温度可达 110℃。虽然聚乙烯纤维的强度较弱，但其在连续卧式过滤机上受到空气反吹时，能呈现出相当好的弹性。它常以低密度的单缕形式出现，可用于粗结晶、纤维状浆粕以及其他易过滤的物料。

⑧ 聚丙烯布。与其他各种合成纤维滤布相比，它的密度最低，成本也较低。它表面光滑，质地柔软，易于卸渣，并能延缓堵塞的发生。在耐化学腐蚀方面，对于酸、碱以及强氧化剂的作用都有足够的稳定性，但溶于白节油、二甲苯和四氯乙烷。安全使用温度在 100℃以内(熔化温度为 165℃)。它的吸湿性很低，约在 0.3%以下。所以，在过滤染料和颜料时可采用这种滤布，并且只须在过滤循环之间进行轻洗便可实现再生。此外，它也不受微生物的影响。

至于滤布的编织方法，最基本的有三种：即平纹、斜纹以及缎纹织法，其编织图案如图 12－2 所示。在此三种基本织法的基础上，还可以派生出 300 多种变型织法。

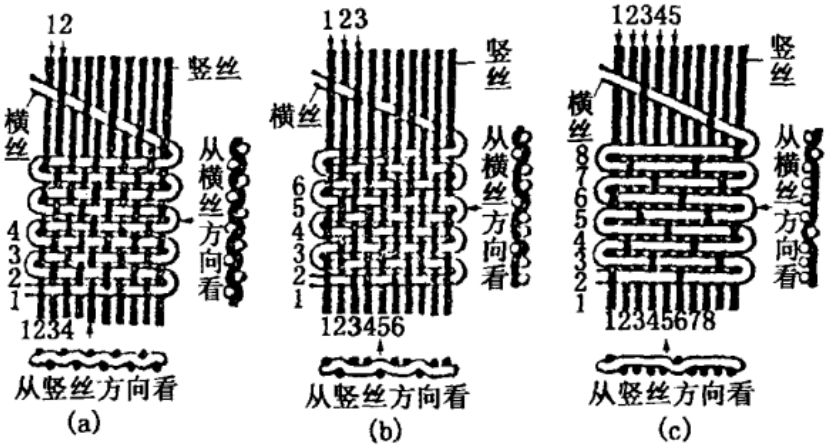


图 12－2　滤布的三种基本编织图案
(a)平织；(b)斜纹织；(c)缎纹织

平织一般可获得最为致密的滤布构造，故孔隙最小，缎纹织滤布的孔隙最大，斜纹织法的孔隙大小居中。由于平纹孔隙最小，所以平纹布的颗粒截留性好，而且价格也便宜，但容易发生

堵塞。

无论是截留能力还是发生堵塞的程度，斜纹布都居中，而其抗摩擦能力则很强，过滤速度也很大。

缎纹布因其空隙最大，所以在这三种基本织法中，它的截留能力最低，但滤饼的剥离性好，堵塞也少。

当纱的支数相同时，可以通过改变编织法来织出截留性、堵塞性和滤饼剥离性不同的滤布。

与其他过滤介质相比，滤布虽有缺点，但是它的有效过滤面积最大，而且截留性、堵塞性及滤饼的剥离性等都能在较宽的范围内进行选择。

值得一提的是，在带式真空过滤机的操作过程中，滤布是过滤介质又是料浆及滤布的传送卸料带，因此滤布特性必然会直接影响固液分离的质量。

滤布特性与滤布的编织纹理、纤维直径以及编织密度之间存在着内在关系。以聚酯单纤维织出的滤布为例，这种内在关系如表 12－1 所示。

表 12－1　聚酯单纤维的滤布特性

编织纹理	编织密度及纤维直径相同			颗粒保持力相同	
	卸渣	颗粒保持力	洗涤性	卸渣	洗涤性
缎织	优	劣	优	优	劣
斜纹织	中	中	中	中	中
平纹织	劣	优	劣	劣	优

此外，在其他条件相同时，一般有这样的关系，即编织密度越大透气性就越小，那么所得的滤液清度也就越高，但过滤能力则减小。

对相同纹理及相同编织密度的滤布，纤维直径与其特性的关系如表 12－2 所示。

由表 12－1 和表 12－2 可知，不同的纤维直径、编织纹理及编织密度会直接影响带滤机滤布的使用情况，故滤布制造单位应

对其滤布进行物理稳定性和过滤特性的标定，也即必须对诸如机械强度、抗磨损性、抗皱性、伸延性、颗粒保持力、卸渣能力、可洗涤性、过滤能力以及滤液澄清度进行评估。

表 12－2　纤维直径对滤布特性的影响

纤维直径	物理稳定性	卸渣	可洗涤性
粗纤维	优	劣	劣
细纤维	劣	优	优

通常，对无使用先例的待处理料浆，在依其物理稳定性及过滤特性初选一种适宜的滤布后，最后还需将初选滤布进行“选择过滤试验”，以便获得尽可能多的信息数据而对滤布作出正确的最终选择。滤布选择试验一般有以下三种方法：

① 在试验机上作滤布选择试验；

② 在使用机上作滤布选择试验；

③ 在实验室采用简单的真空抽滤作滤布选择试验。

带滤机在实际应用中，其滤布是最易失效损坏的部分，而滤布的接头在一般情况下又是最薄弱环节，因而滤布接头的可靠性就直接关系到机器正常运行的可靠性。目前，滤布接头型式大致分为两类：① 无接头连接(无缝编织接头、焊接)；② 多用连接(嵌入式、金属钳式、拉链式和螺旋式。)

除滤布接头较为薄弱外，滤布的边缘也极易损坏，故必须对滤布边缘进行增强和保护。通常的保护方法有：热合边、折叠缝合边(如图 12－3a 所示)、缝合镶边(图 12－3b)、绳索增强边(图 12－3c)以及塑料包边(图 12－3d)。

(2)滤网

滤网的材质通常为不锈钢和黄铜。此外，也可采用莫涅耳镍铜合金、青铜、镍、甚至碳素钢。在更为苛刻的场合，则可采用镍钼碳铁铬钨合金、镍铬铁合金、钛、钽、银等。总之，凡是能够拉丝的金属或合金，均可作为金属丝滤网的材质。

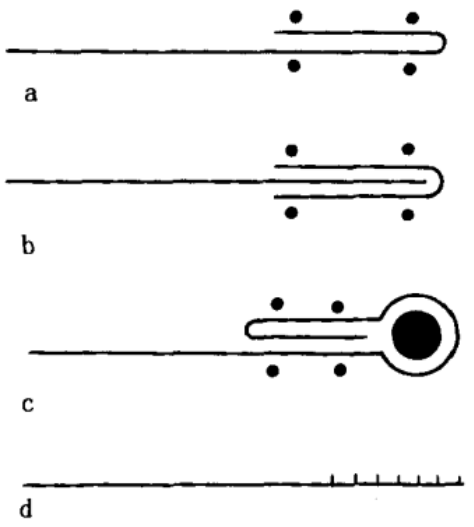


图 12－3　滤布边缘的保护方法

正因为采用了金属材质，所以这种滤网具有耐磨性、耐高温性和耐腐蚀性。此外，它们在工作中不会出现收缩和延伸现象，使用寿命较长。金属丝网的表面很光滑，不易发生堵塞现象。价格虽比纤维滤布贵，但在使用上有许多优点，足可抵消这一不足。

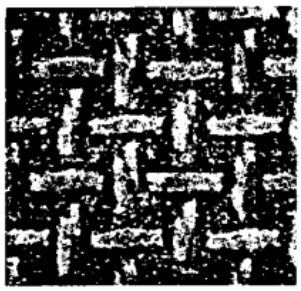
除去金属丝编织滤网外，还有使用塑料单丝编织成的滤网。

每平方吋滤网面积上的网孔数，习惯上称之为目(Mesh)。即使同目的滤网，它们网孔的大小也会因线材的粗细而不同。显然，用细线材编织的滤网的网孔较小。目前，每平方厘米的滤网面积上，可以有 5 万个网孔之多，每个网孔的尺寸可小于 20μm。

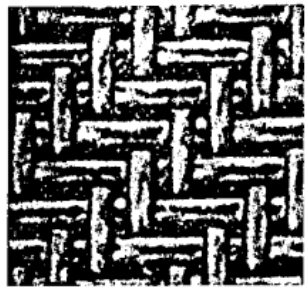
滤网的编织法基本上有 5 种:双折纹或平纹、斜纹、平藤纹、斜藤纹和篮纹，如图 12－4 所示。

在平纹织法中，每根底丝或纬丝从每根经丝上下两侧交互通过，可以得到方形或矩形的孔眼。孔眼是“直通”的，可使滤液以垂直于金属丝网表面的方向通过。由于孔眼宽度受金属丝直径的限制，这种织法在织成细孔眼小筛目时缺乏物理强度。

斜纹或平斜纹织法，就直通的孔眼而言，与双折纹相似。但不同的是各根底丝或纬丝每次以一根从两根经丝的上下两侧交替通过，形成一种对角线形的图案，这种结构可以采用较粗的筛丝



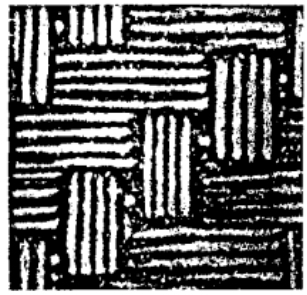
(a) 平纹织法 具有直通的孔眼，但以细丝织成小号筛目时，强度较差



(b) 斜纹织法 具有直通的孔眼，但对于任何一种筛目其强度大于平纹



(c) 平藤纹织法 兼有小三角形孔眼（与表面成一定角度）与高抗张强度



(d) 篮纹织法 为由复丝织成的斜纹，形成带有光滑表面的牢固紧密织物



(e) 斜织双藤纹 采用相当于平藤纹中底丝数目两倍之多的底丝，能提供最大的密度与光滑的表面

图 12－4 金属丝滤网的基本图案

织成任何已知的筛目大小；其结果则得到相对较小的孔眼和较高的物理强度。可是孔眼数和形成的孔眼面积则随金属丝直径的增加而减小。这种现象在某种程度上能够通过减少底丝的数目，以形成一种矩形或扁状孔眼而予以抵消。

例如，对于某种特殊的应用，需要 0.0055 吋的方形孔眼。以双折纹织法，可用直径为 0.0045 吋的金属丝，织成 100 目；以斜纹织法，则可用直径为 0.007 吋的丝，织成 80 目，其孔眼相等，而织物的强度却得到了提高。这种织法甚至还可降低到 60 目的方式(丝径 0.01 吋)来取得更大的强度，而孔眼为 0.0057 吋。显然后面这两种规格比起由细丝织成的轻质双折材料，具有较大的截面、较高的刚性和较好的耐磨性能，而得到使用寿命较长的效果。

通常斜纹织法是由单根金属丝来编织的，但它也可用复丝做成经丝与底丝，形成一种称为绞纱纹、辫纹或篮纹的牢固紧密织物。由于复底丝经常会互相缠绕，其孔眼的尺寸不会均匀。这种织物往往要通过研光或辗压，以提供光滑的表面和较高的密度。

平藤纹织法中的经丝通常比底丝或纬丝粗，并且间距尽量分开，以使每根底丝从一根经丝的上侧和下侧交替通过，与相邻的底丝紧紧靠拢。为了增加强度可以采用直径较小的复经丝，其结果可得到一种兼有孔眼较细与强度较高的十分坚固而紧密的结构。它的孔眼不是直通的，其形状则与三角形近似，而以一定的角度斜穿滤布。正因如此，平藤纹织法中的孔眼大小和面积百分孔眼率就很难加以计算。

平藤纹织法经常通过研光以提供光滑的表面和增加密度。最普遍的平藤纹织法是 24 × 110 筛目，往往称为工业中的“工马”(Workhorse)。

斜织双藤纹织法在经丝筛目数上远远小于底丝，这方面与平藤纹织法颇为相似。可是在同样面积的斜织纹中可以将底丝压缩两倍之多，从而获得最大的密度与较为光滑的表面。此外，双藤

纹也可以用复合的经丝和底丝织成，得到所有织法中最牢最紧的织法。因此可以获得较细的筛目以至于所谓微米级的筛目，诸如50μm(120×330目)、10μm(200×1500目)或5μm(400×2500目)等

综上所述，金属过滤介质现已广泛应用于食品和酿造工业。最大的用途是在压滤机方面，设计到即使在艰巨的任务中也能提供较高的流速与较长的使用寿命。在炼油、制糖、造纸和化学加工工业中，各种固定的和旋转的叶式压滤机和盘滤机以及鼓式真空过滤机都是以金属过滤介质进行装备的。

金属滤网易于进行适当的维护，同时，与任何一种工业产品相同，仔细的清洗规程可以延长使用寿命。

(3)非织造纤维介质

非织造纤维介质包括:滤纸、过滤衬垫、毛毡以及非织造滤布等。它们是将纤维无规则地掺混在一起，作成片状或者板状来使用的。可以说，在所有过滤介质当中，非织造纤维介质的有效过滤面积为最大。

① 滤纸。制造滤纸的主要原料为纤维素(例如棉、禾本科植物以及木材)，先将其置于浓氢氧化钠中煮过，再经漂白、酸洗以及抄纸等一系列工序即可制成。表12-3列举了工业用滤纸的某些技术特性。

通常采用滤纸作为过滤介质的设备有管式过滤机、精密型过滤机、水平带式过滤机等。近年来，在转鼓真空过滤机上也开始采用滤纸作为过滤介质，使用时由滚筒连续供给滤纸，过滤后的滤纸则由另一滚筒拽出。与预涂层过滤相比，滤纸过滤非常经济，而且特别适于需要频繁开车和停车的间隙操作。

② 过滤衬垫。它是由石棉和纤维素制成的抄造型过滤介质，厚度约为2~5mm。石棉的纤维直径约为200~250A°。通常，采用直径为20~30μm的纤维素纤维作为支持体，并由石棉在其中构成微细的空隙，可适用于通过内部过滤来除去微量的微小颗粒，稳定性较好，故可作为精密过滤介质并可用在压滤机上。

表 12－3　工业用滤纸的技术特性

种	类	厚度/毫米	重　量/(克/米²)	滤水速度①/(毫升/分)	湿润强度	截留颗粒的尺寸/微米	表面	色
标准用	No 24	0.75	300	240	中	5	平滑	白
	25	0.90	380	150	中	4	平滑	白
	26	0.70	310	75	中	3	平滑	白
	27	0.65	310	33	中	1.5	平滑	白
	28	0.70	360	20	中	1	平滑	白
	37	0.65	300	15	中	1	平滑	褐
皱纹状	No102	0.30	100	230	中	3	绉	白
	102K	0.25	70	300	强	7	绉	白
	105	0.30	140	100	强	1	绉	白
	126	0.90	310	200	强	4	绉	白
	136	0.90	250	75	强	2	绉	褐
湿强度	No400	0.10	50	75	中	3	绉	褐
	401	0.25	80	40	强	5	平滑	褐
	402	0.26	110	75	强	1.5	平滑	白
	405	0.26	140	25	强	1	平滑	白
	424	1.00	370	150	极强	4	平滑	白
	426	0.70	310	75	强	3	平滑	白
	250	0.70	310	60	极强	3	平滑	白
粘稠液用	No 63	1.00	350	240	中	4	平滑	白
	202	0.30	110	400	中	7	平滑	白
	60	0.55	130	5000	强	10	平滑	白
	65	0.55	145	2000	强	5	平滑	白
	462	0.50	165	1000	强	4	平滑	白
精密过滤用	No 1640	0.40	170	70	中	1	平滑	白
	1650	0.50	290	8	中	0.8	平滑	白
	CW－20	3.70	1300	3	中	0.7	平滑	白

① 在面积 100 厘米²，压差 10 厘米水柱的条件下，经过 1 分种的时间所过滤的 20℃的蒸馏水(毫升)。

③ 非织造滤布。它是用干法制造的，即用粘接剂和溶剂以及加热的方法，将棉、人造纤维和化学纤维等制成片状，这就是所谓的非织造滤布。其强度比滤纸高，孔隙也要比滤纸的粗，故

可制成过滤阻力低的介质。

非织造滤布的厚度约为 0.2～2mm，可适用于多种过滤机，例如用于压滤机和水平盘式过滤机。其作用主要是为了净化低浓度悬浮液中的固体颗粒，以及用于净化乳浆、饮料、清漆和润滑油等。

④ 滤毡。由于它是由羊毛制成的，所以用途有限。不过，因近年来研制成功一种具有优良性质的毛毡，故可预见它在深层过滤和表面过滤方面必然会得到广泛应用。

除了使用羊毛毡外，当前已出现了使用由人造纤维以及尼龙、聚丙烯等合成纤维制成的滤毡。这种人工纤维滤毡具有明显的优点，例如优良的颗粒截留性、不堵塞、防霉菌和防腐，故被广泛用于压滤机、转鼓真空过滤机等多种过滤机。

此外，滤毡的另一个发展是出现了金属纤维毡，其纤维直径约为 4～25μm，它们是由不锈钢、铌和钽等材质制成，故特别适用于在高温和腐蚀环境下工作。

(4)薄膜

它是一种很薄(厚度为 0.2～150μm)的并有极细孔的膜。典型的有采用纤维素酯、聚氯乙烯、聚乙烯以及一种碳氟化合物所制成的薄膜。因其孔隙极小(见表 12－4)，故主要用作精密澄清过滤。

薄膜型过滤介质只能用在专门设备上，并要有合适的支持件和防护装置，以免粗糙连接表面碰伤薄膜。

现代薄膜不仅可用于小规模过滤，也可用于诸如啤酒的杀菌等大规模过滤过程。

12－1－2　刚性多孔介质

刚性多孔介质是将陶瓷、塑料、金属等粉末烧结成型而制得的，其形状可以为筒状、盘状或板状。其中，圆筒状元件适于加压过滤，而板状适于重力过滤和真空过滤。

表 12－4　微孔薄膜的性质

	孔隙尺寸/微米	流速		厚度/微米	孔率/%	气泡点③/(公斤力/厘米²)	抗拉强度/(公斤力/厘米²)
		水①	空气②				
标准纤维素酯膜	8.0±1.4	950	55	130±10	74	0.2	12.21
	5.0±1.2	560	35	130±10	84	0.28	6.98
	3.0±0.9	400	20	150±10	83	0.16	10.47
	1.2±0.3	300	14	150±10	82	0.7	20.93
	0.80±0.05	220	9.8	150±10	82	0.98	24.42
	0.65±0.03	175	8.0	150±10	81	1.6	27.91
	0.45±0.02	65	4.9	150±10	79	2.23	31.24
	0.30±0.02	40	3.7	150±10	77	2.8	34.88
	0.22±0.02	22	2.5	135±10	75	3.84	41.86
	100mμ±8mμ	3.0	1.0	130±10	74	6.98	69.77
	50mμ±3mμ	1.5	0.7	130±10	72	10.47	104.65
	10mμ±2mμ	0.5	0.3	130±10	70	13.95	
尼龙增强的纤维素酯	3.0±0.9	200	9.6	150±20	45	0.63	不详
	0.45±0.02	55	4.5	150±20	43	2.44	不详
聚乙烯	10.0±3.0	500	30	280±25	不详	0.04	6.98
	1.5±0.5	70	5.0	127±13	不详	0.14	27.91

注：① 水流速度是在20℃和70厘米汞柱压差下给出的，单位是毫升/分·厘米²。

② 气流速度是在25℃和70厘米汞柱压差下给出的，单位是升/分·厘米²。

③ 单位为公斤力/厘米² 的气泡点，就是空气通过微孔过滤机气孔所需要的压力。

烧结时可能需加入粘结剂，也可能不加入粘结剂，并通过控制原料的细度、温度、压力和烧结时间，便可获得孔隙均匀、渗透性各异的刚性多孔介质。因刚性多孔介质的厚度一般都在20mm以上，故可认为其过滤机制属于深层过滤，当然也可用于表面过滤。

金属陶瓷除采用金属粉末制成外，也可以通过在编织金属丝片上烧结一层金属粉末物来得到。只要控制好粉末的颗粒尺寸或者采用不同规格的线材及编织法，就可以精确地控制金属陶瓷的孔隙率。

表12－5列举了常用不锈钢金属陶瓷的过滤性质及某些机械

性能。图 12－5 还给出了表 12－5 中各品级金属陶瓷板在过滤水时的流量速率与压力降的关系(所用板厚为 1.6mm)。

表 12－5　不锈钢陶瓷的分类和性质

品级	孔隙的平均尺寸/(微米)	固相过滤率/微米				最小抗拉强度/(公斤力/厘米^3)	弹性模量
		过滤液体		过滤气体			
		名义的(98%)	绝对的(100%)	名义的(98%)	绝对的(100%)		
C	165	55	160	45	110	41.86	1×10^6
D	65	22	55	8	20	62.79	1×10^6
E	35	12	35	4	11	83.72	1.5×10^6
F	20	7	25	1.3	3	104.68	2.5×10^6
G	10	3	15	0.7	1.8	104.68	2.7×10^6
H	5	2	12	0.4	1.0	104.68	3×10^6

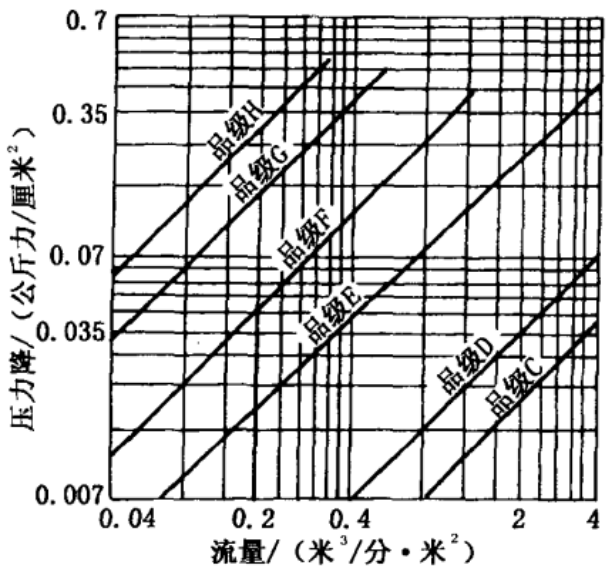


图 12－5　不锈钢陶瓷板过滤水时的流量—压力关系

12－1－3　松散固体介质

其典型代表为硅藻土和膨胀珍珠岩，二者均是形成预涂层的重要材料。

硅藻土通常在间歇式或连续式过滤机上作为预涂层使用，其性能主要取决于原料矿物的性质以及制造方法，详见表 12－6、

表 12－7 和表 12－8。

表 12－6 三类硅藻土性能比较

项目 \ 类别	干燥品	烧成品	融剂烧成品
化学分析/%			
SiO_2	86.8	91.0	87.9
Al_2O_3	4.1	4.6	5.9
Fe_2O_3	1.6	1.9	1.1
CaO	1.7	1.4	1.1
MgO	0.4	0.4	0.3
其他	0.8	0.4	3.6
焙烧减量	4.6	0.3	0.1
过滤速率比(相对干燥品)	1	1～3	3～20
滤饼的假密度/(克/厘米^3)	0.24～0.35	0.24～0.36	0.25～0.34
沉降粒度分布/%			
<40 微米	2～4	5～12	5～24
40～20 微米	8～12	5～12	7～34
20～10 微米	12～16	10～15	20～30
10～6 微米	12～18	15～20	8～33
6～2 微米	35～40	15～45	4～30
<2 微米	10～20	8～12	1～3
最高水分/%	6.0	0.5	0.5
比重	2.00	2.25	2.33
pH 值	6.0～8.0	6.0～8.0	8.0～10.0
屈折率	1.46	1.46	1.46
325 目筛后残留/%	0～12	0～12	12～35
氮气吸附比表面积/(米^2/克)	12～40	2～5	1～3

表 12－7 不同粒度硅藻土的过滤性能

粒度区分/微米	全试料	0～2	2～4	4～6	6～8	8～10	10～12	12～15	15～20	>20	10～20
分布/%	100	29.6	26.9	17.1	9.6	5.6	2.4	2.4	1.9	4.5	–
过滤速度①	100	20	128	244	468	626	750	1035	1190	1810	1070

① 设全试料的过滤速度为 100,用对它的比率来表示各粒度下的过滤速度。

表 12－8　硅藻土的吸附性

水溶液的溶质	水溶液浓度/%	由吸附剂除去的量/%		
		木　炭	硅藻质	骨　炭
氯化钡	2	9.2	1.3	18.5
氢氧化钙	1	6.3	8.4	40.5
盐　酸	2	18.3	0.0	10.1
菸　碱	1	12.7	2.9	22.2
甲叉蓝	0.15	56.3	6.3	100.0
丹　宁	1.8	6.2	0.0	10.1

膨胀珍珠岩是由珍珠岩制成的，其主要用途是作为转鼓型过滤机上的预涂层，过滤机制属深层过滤。

膨胀珍珠岩最大的优点是密度低，同硅藻土相比，其重量至少可降低 20% ~ 30%。不过在抗酸和碱方面却低于硅藻土，原因是它的成分中含有较多的氧化铝、氧化钾和氧化钠。

12－2　过滤介质的选择方法

过滤介质的合理选择，是增加生产速率、改进产品质量、提高回收价值、降低操作和维护成本以及废物处理等方面经常遇到的问题。各种不同型式的过滤设备与品种繁多的过滤介质，显然增加了优化选择的难度。

近年来，许多人造纤维的过滤介质，尽管合成品的成本一般较高，但已代替了传统的天然纺织纤维产品。这种趋向于人造纤维的直接原因，就是由于它们对化学、机械和热的抵抗性都较高，从而可降低生产和管理的费用。

一般来说，合理选择过滤介质要涉及到七个问题。

第一问题：如在操作中，决定使用现有的设备，要求① 澄清流体，弃去固体；② 由固体中分出流体，同时又要保留固体和流体；③ 回收固体并排除流体。

第二问题：固体颗粒的特性，即颗粒大小、粒度范围、颗粒形状以及固体的密度等。

第三问题:流体的特性为酸、碱或中性；还有温度、粘度和密度等。

第四问题:流体与固体结合后的特性，即浓液、料液、淤渣或浆料中的固液比，以及颗粒絮凝和浆料粘度等。

第五问题:过滤时所形成固体滤饼的特性，包括生成滤饼速度、滤饼的可压缩性、滤饼对流体流动的阻力、滤饼清洁度和结晶程度、以及滤饼的塑性与粘性等。

第六问题:需要加工的物料数量，从而将有助于决定浆料流动的活化力以及必要的介质面积；还有重力、渗透与渗析、真空、压力、离心力等。

第七问题:与选择滤布有关的最现实的问题，是完全矛盾的过滤特性之间的统一，包括最高的生产速率、最长的使用寿命、最好的密封性能、最大的固体回收率、最容易卸除滤饼以及最不易堵塞的流量。

合理选择滤材的主要因素大致有如下五项。

第一项选择因素——纺织纤维的类别(表 12－9)。

表 12－9　纺织纤维的类别(性能按下降次序排列)

耐磨性及抗挠性	耐酸性	耐碱性	耐热性	耐有机溶剂	抗张强度	比　重	吸水性
尼　龙	氟碳纤维	氟碳纤维	玻　璃	玻　璃	玻　璃	玻　璃	羊　毛
维尼纶	烯　烃	尼　龙	氟碳纤维	氟碳纤维	尼　龙	氟碳纤维	棉
新丙烯	丙　烯	烯　烃	丙　烯	丙　烯	聚　酯	棉	醋酸纤维
聚　酯	新丙烯	维尼纶	棉	聚　酯	棉	新丙烯	尼　龙
丙　烯	聚　酯	新丙烯	尼　龙	丙烯腈	烯　烃	维尼纶	丙烯腈
烯　烃	维尼纶	玻　璃	丙烯腈	棉	新丙烯	聚　酯	丙　烯
丙烯腈	丙烯腈	棉	聚　酯	羊　毛	丙　烯	醋酸纤维	聚　酯
羊　毛	玻　璃	丙烯腈	醋酸纤维	新丙烯	丙烯腈	羊　毛	新丙烯
醋酸纤维	羊　毛	聚　酯	羊　毛	维尼纶	氟碳纤维	丙烯腈	维尼纶
棉	尼　龙	丙　烯	烯　烃	丙烯腈	醋酸纤维	丙　烯	烯　烃
氟碳纤维	棉	醋酸纤维	新丙烯	烯　烃	羊　毛	尼　龙	氟碳纤维
玻　璃	醋酸纤维	羊　毛	维尼纶	醋酸纤维	维尼纶	烯　烃	玻　璃

选择一种能在加工过程中耐化学、机械和热变化的纤维。大多数情况下只采用其截面上强度和抵抗性最好的一种，而不需要特殊的织品。

第二项选择因素——纱型(表 12－10)。

表 12－10　纱型(性能按下降次序排列)

保持性最高	产量最大	滤饼最干	卸渣最快	寿命最长	窒塞最少
定长纤维	单缕	单缕	单缕	定长纤维	单缕
复缕	复缕	复缕	复缕	复缕	复缕
单缕	定长纤维	定长纤维	定长纤维	单　缕	定长纤维

单缕织物很少具有深层过滤的作用，因而这种织物很少有窒塞流动的趋向。这就意味着该过滤介质比复缕或定长纤维织物的颗粒保持性较小。单丝织成的织物可能比复丝织成的织物更能反映出三种纱型固有的过滤特性。

此外，过滤机上还可能有附加的要求。例如在板框压滤机上，织物的密封性能成为特别重要。密封性是纱型的一种函数；定长纤维密封性最好，其次是复缕和单缕。

第三项选择因素——织物的几何结构(表 12－11)。

表 12－11 中所列举的 3 项特性都有着内在联系，并且受到占据空间和织物几何结构的限制。

表 12－11　织物的几何结构(性能按下降次序排列)

	保持性最　高	产量最大	滤饼最干	卸渣最快	寿命最长	窒塞最少
纱　号	大	小	小	小	大	小
	中	中	中	中	中	中
	小	大	大	大	小	大
每　吋捻　度	低	高	高	高	中	高
	中	中	中	中	低	中
	高	低	低	低	高	低
每　吋线　密	高	低	低	高	中	低
	中	中	中	中	高	中
	低	高	高	低	低	高

对于要求滤布具有“形稳性”的过滤机，预先缩水是一项重要的规定，这样可使织物在安装之后不致变形。线密均衡的织物(经纱与纬纱数目相等)将有助于避免脱线，因此也有助于保存织物的原形。

此外，考虑到过滤机的操作压力显然会影响到织物的破裂强度，故采用不同几何结构的组合，例如像聚酯纤维的平纹、复缕结构那样，就会提供最高的强度组合，以延长织物的使用寿命。

第四项选择因素——织法花纹(表 12－12)。

表 12－12　织法花纹(性能按下降次序排列)

	保持性最高	产量最大	滤饼最干	卸渣最快	寿命最长	窒塞最少
织法花纹	平纹	缎纹	缎纹	缎纹	斜纹	缎纹
	斜纹	斜纹	斜纹	斜纹	平纹	斜纹
	缎纹	平纹	平纹	平纹	缎纹	平纹

固体的性质——结晶的、粒状的、粘糊状的和胶状的，也会影响到孔隙率和织法，因而应使用户在最大流速和滤液最大澄清度之间或者在两相折中的条件下进行选择。只有在权衡所有这些因素之后，才有可能对织法应该紧到何种程度，或滤布应该松到何种程度，作出合理的决定。

有两类主要因素决定可以采用的织法花纹：

① 颗粒保持性；② 滤饼保持量。假定在某一种特定的纤维中可以获得 4 种纱密相同的织法花纹，则平纹织法最紧，颗粒保持性最高；链纹和斜纹次之；而缎纹的保持性最低。如果用户遇到难将滤饼留在滤布上的情况，则可以考虑采用斜纹，因为这种织纹有隆起线，而平纹或缎纹则容易滑下。

第五项选择因素——相对成本(表 12－13)。

除了使织物起毛或灼烧原有的毛头之外，大多数的织物精整都是临时性的，对于过滤用的织物来说，是没有太大价值的。通过热固或者收缩织物的方法，使尺寸固定则是有价值的。擦洗是去除润滑油的有效办法。纱线的分级也可以提高它们的织造性。

织物起毛可以提高深层过滤的效果，但同时也增加了排渣的困难。

表 12－13　织物结构的相对成本(按下降次序排列)

纤维类型	氟碳纤维	纤维形式	定长纤维
	丙　烯	每时线密	高
	丙烯腈		中
	聚　酯		低
	羊　毛	每时捻度	高
	尼　龙		中
	新丙烯		低
	维尼纶	纱　号	高
	烯　烃		中
	醋酸纤维		低
	玻　璃棉	织　法	缎　纹
纤维形式	单　缕		斜　纹
	复　缕		平　纹

此外，用户往往还需要根据织物原料和结构的相对成本和使用寿命来决定取舍。例如，合成纤维可能比类似的棉织品更能耐久，但是用户必须考虑合成品和棉织品之间的差价，或延长使用寿命，两者之间孰为值得。

12－3　织物的精加工和性能试验

为了能更好地改变织物的表面特性、调整好织物的渗透性，以及确保织物的稳定性，通常都应对织物进行精加工处理。

(1)稳定性处理

因为在整个纤维生产过程中，丝或纱一直承受张力，故其必然存在着一种自然松弛的倾向。这种倾向在反复使用中往往出现问题，特别是在恶劣环境下操作，就可能导致滤布上的孔与滤盘上的孔错开，从而阻止滤液的排放；或者使未过滤的淤浆完全绕过过滤区。

为了避免这种情况的发生，通常是将纤维进行热水处理或干

热处理，在每一种情况下的温度和持续时间均与织物的聚合物类型和织物的重量有关。

所谓“干热处理”，通常指的是热定形，即通过热影响纤维(或单丝)中的分子间键断裂，使它们冷却和在新的位置上重新形成。从理论上讲，除非超过新的热定形温度或纤维被拉伸到超过屈服点，一般情况下的纤维(织物)是会保持其热定形后的形状的，这样就更适于在高温下进行操作。

另一方面，对于带式过滤机，包括立式自动压滤机，首先应当考虑将纤维进行预拉伸处理，因为这种处理不仅可使它在过滤机上承受张力时有减轻纤维拉伸的倾向，而且还可以更好地通过平衡沿宽度方向所产生的张力变化，来确保过滤的顺利进行。热作用下的预拉伸，通常使用于造纸机械设备中的滤布设计。

(2)表面处理

烧焦:由于织物本身所具有的纤维状表面，在某些场合，它会使纤维产生一种对滤饼的机械附着力而阻碍滤饼的排卸。为克服这一缺陷，只须简单地让织物从加热到很高温度的金属条上方通过即可。

研光:使滤布承受热的压辊的滚压，以便降低滤布的空隙率和改善滤布表面的光滑性。经研光后，滤布的截留性和滤饼剥离性都有所改善，但其强度却有所降低。

细毛化:采用细微齿的钢梳，使滤布表面产生柔软的细绒毛，从而可提高滤布截留微粒的能力。

对预选出的滤布最好应进行小规模的试验——滤叶试验。试验的项目一般包括决定过滤机理、过滤速度和滤液澄清度的关系、堵塞和过滤速度的关系、滤饼剥离的难易程度、洗涤效果等。通常，为了获得澄清的滤液，可选用密实的平织厚布。对于滤液的澄清度可以较低，但洗涤性和滤饼的剥离性要求较高的场合，则可选用单丝斜纹织法或缎纹织法的薄滤布。

然后再经反复试验，进一步研究滤布的堵塞倾向、滤饼的剥

离性及强度。滤布强度的选取一般取决于过滤机的类型，例如真空过滤机，因其滤压较低，若采用强度高的厚滤布必然会增加过滤阻力；反之对加压过滤机，因其滤压较高，故必须采用高强度的滤布。

综上分析，便可根据以上试验结果，同时兼顾价格，来对滤布进行较全面的综合评价，并从中择优送往中间试验。对于真空转鼓过滤机所用滤布，其中间试验装置则可采用同型过滤面积为$0.314m^2$的小型试验机。最后，再将由中间试验阶段择优出的介质，进行若干次工业规模的试验，作为所选介质是否真合用的最终验证。

总之，选择滤布的最主要标准应当是考察滤液的澄清度、过滤速率、化学稳定性及工作寿命，其次才考虑经济性。

第十三章　膜分离方法简介

大约从70年代初开始，借助合成膜对物质进行分离的方法就在工业上得到了应用。它首先是通过对水质物料的处理发展起来的，其后又成功地应用于对气体和有机液体混合物分离的场合。

膜分离过程大多是在环境温度下进行，而且原理并不复杂：通过在膜的两侧施加一个推动力，它可以是浓度差、压力差或电压差，从而可使在膜两侧流动的混合物之间的物质传递能按所需方向进行。

膜作为膜分离过程的核心，在大多数场合可将其定义为两相之间的不连续性。因此，按此定义它可以是气态、液态或固态的。一般地说，每种膜必须具有选择性才能起分离作用，在膜的一侧甚至两则将形成浓度边界层，在边界层中混合物的浓度和流体“核心”的浓度不同，此边界层和膜本身一样都是妨碍物质传递的阻力。

本章将分节简介膜分离过程的传递机理、膜结构、膜的物质传递和交换，以及模组件的结构等内容。

13－1　膜分离过程的传递机理

膜分离方法的种类及其推动力，可用表13－1形象地说明。从这些方法的名称，不难给出关于被分离混合物中优先通过膜的组分，以及关于分离过程推动力的信息。例如，在反渗透中，推动力是膜两侧的压力差，优先通过膜渗透出来的成分是溶剂，多数场合为水；而在压力渗析中，推动力也是膜两侧的压差，但优先通过膜的却是溶质，例如盐。

表 13－1　膜分离方法类型

膜分离方法	相　态	推动力	透过物
渗　透	液/液	浓度差	溶　剂
反渗透	液/液	压力差	溶　剂
超　滤			
透　析	液/液	浓度差	溶　质
电渗析	液/液	电　场	溶质离子
液膜技术	液/液	浓度差 和化学反应	溶质/离子
气体渗透	气/气	压力差	气体分子
渗透蒸发	液/气	浓度差	液体组分

在渗透过程(图 13－1)中，溶剂优先通过膜。

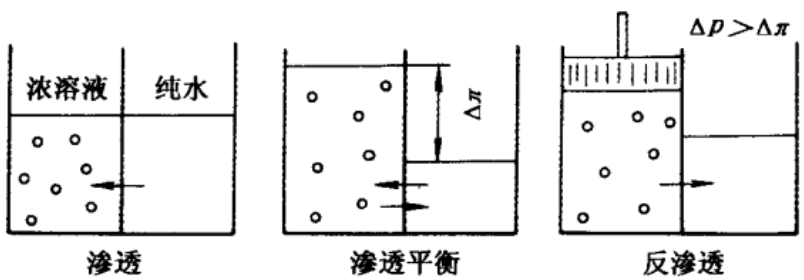


图 13－1　渗透和反渗透过程示意

渗透:在膜两旁渗透压差 $\Delta\pi$ 的作用下之溶剂流动。

反渗透(超滤):在一外加机械压差 $\Delta p > \Delta\pi$ 作用下，溶剂的逆向流动。

当此系统不受外界影响时，亦即不取走渗透过来的溶剂，则最终就会呈现一种流体静压差，在此压差下物质净传递量为零，这一状态称为渗透平衡，对应的压差称为渗透压。应当注意，渗透平衡是一个动态平衡，亦即此时仍有溶剂渗透过膜，但在两个方向上所透过膜的流量的统计平均值是相同的。

凡特霍夫(Van't Hoff)定律指出，在极稀溶液中，渗透压 π 和摩尔浓度 C_i 成线性关系(图 13－2)，并可表示成:

$$\pi = \beta C_i RT \qquad (13-1)$$

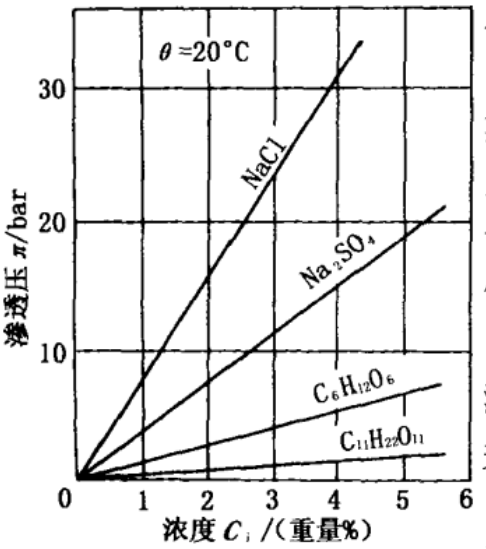


图 13－2　不同溶液的渗透压(θ 为环境温度)

式中 β 为渗透系数，通常由溶液的蒸气压曲线或冰点降低值来估算 $\beta = 1 + \alpha(\nu - 1)$，这里的 α 称为电离度，ν 为由一个离解物分子电离产生的离子数。R 表示气体常数，T 为温度。

对于高分子物质的高浓度溶液，所测得的渗透压 $\pi = \pi(C_i)$ 关系曲线由图 13－3 给出。

若在渗透实验装置的膜两侧施加一个压力差，并使之大于达到渗透平衡时的压差，那就必然会发生溶剂倒流现象，使得浓度

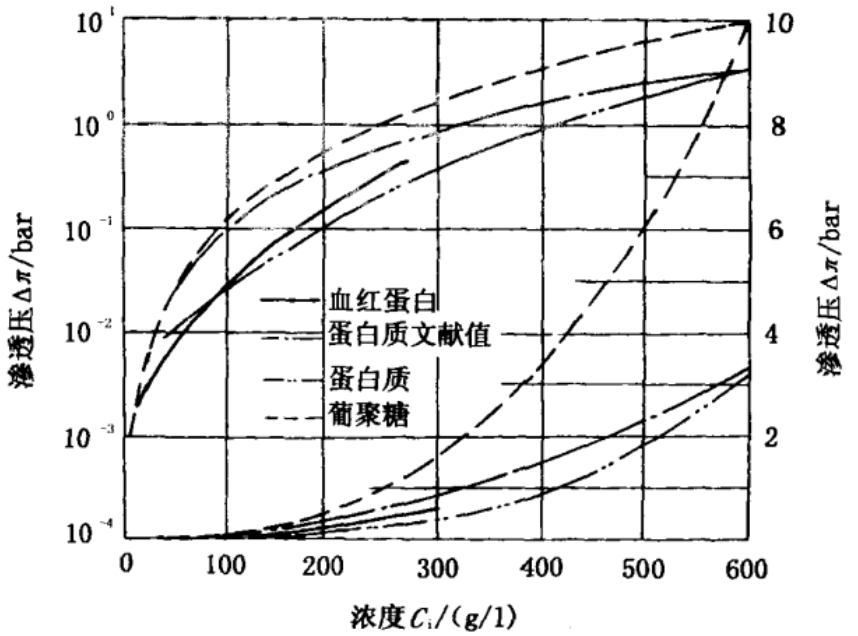


图 13－3　高分子物质浓溶液的渗透压曲线

较高的溶液进一步浓缩。这种倒流现象称为反渗透，简称 RO (Reverse Osmose)。

一般工艺上所应用的反渗透压差可高达 150bar。如果膜只阻挡大分子，而大分子的渗透压通常不明显，此种情况称为超滤。由此可见，超滤和反渗透之间在本质上并无严格的界限。这就如同在另一侧从超滤到精细过滤的过渡那样，也并没有严格的分界(参见图 13－4)。

在目前已经开发成功了各种各样膜的情况下，反渗透和超滤就成了最重要的膜分离方法，采用这种方法无疑可使许多领域的物质分离过程可在液相(多数场合在水相)中进行。

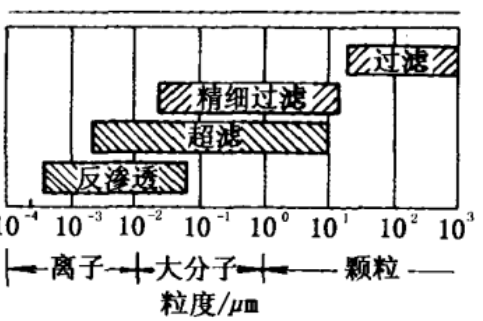


图 13－4　压力过滤的分离范围

目前已知的比较成功的应用实例有：① 海水和微咸水的脱盐；② 净化或加工化学、食品、纺织和造纸等工业的特殊工艺用水；③ 浓缩乳浊液、酶制液；④ 从乳清中获取蛋白质。

另一种非常重要的膜分离方法称为透析，它是利用膜两侧的浓度差从溶液中分离出小分子物质的一种过程。若通过渗透组分的不断传递能获得很大的浓度梯度，那么采用透析的方法就能够达到良好的净化效果。不过，一般的透析过程在原则上往往与渗透相重迭，因此会使原溶液浓度不断降低，从而使过程的推动力也随之不断减小。

迄今为止，工业上仍在利用透析方法从人造和合成丝厂的纤维素废液中回收 NaOH。透析的另一个重要应用实例就是医学上对慢性肾病患者的治疗。

在某些场合，利用道南效应(Donnan)可使透析的效果得到明显改善，其原理如图 13－5 所示：通过加入一种不能通过膜的离子以造成浓度差，从而可以通过加入廉价的盐而从稀薄溶液中“挤出”贵重的组分。

例如通过“NaX”排斥出“NaCl”，则由平衡条件和对电中性

的要求，可求得盐在区域Ⅱ中所希望增加的浓缩度 C_2（图 13－5），它与区域Ⅰ中的盐浓度 C_1 有如下关系：

$$(C_2/C_1)^2 = 1 + (C_{1x}/C_1) \qquad (13-2)$$

式中 C_{1x} 表示区域Ⅰ内 NaX 的浓度。

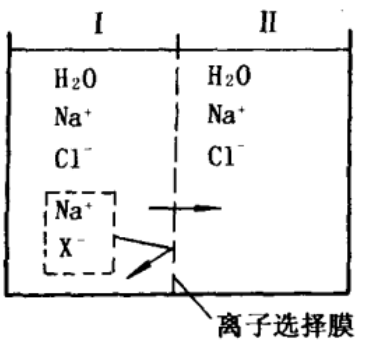


图 13－5　道南效应

还有一种称之为“电渗析”的膜分离方法，它可使溶液中的离子有选择地分离或富集。交替装配的阴离子和阳离子交换膜，在电场中形成许多隔室。电场则是通过两个与膜平行的电极产生，如图 13－6 所示。

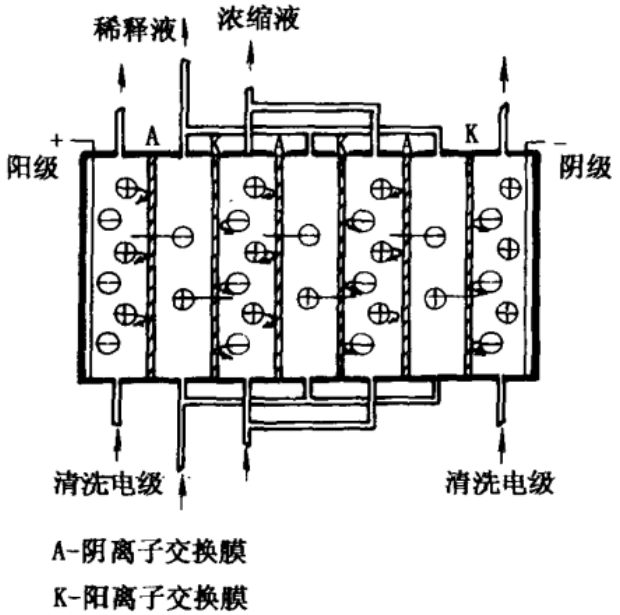


图 13－6　电渗析工作原理

当电流流过这一系统时，由于阴离子只能通过阴离子交换膜，阳离子只能通过阳离子交换膜，所以在相邻隔室中便因此会交替出现增浓和稀释。

如果使用的膜足够厚，则电中性物质就能够定量地保留在原溶液中。可见，电渗析既可用于无机溶液的浓缩或脱盐，也可用于溶解的电离物质和中性物质的分离。

膜分离方法中还有一种称为“液膜技术”的高新技术。顾名思义，这种液膜(例如，石蜡－油)在两种可混合的，大多是水溶液之间形成选择性位垒。通常，在工艺上有两条技术路线：或是将液膜镶嵌在固定的多孔膜上；或是制成多元乳浊液的形式(见

图 13－7)。这种处理方法有很大优越性，因为单位体积中的膜表面积可以做得很大。

通过液膜的物质的传递推动力是膜相上的浓度梯度。物质的分离从本质上讲，完全依赖于在膜内溶解度的差别。另一重要特性是化学反应，它能显著影响吸收容量和渗透物在膜相中的溶解度。化学变化对吸收容量的影响是诸如净化含氨和苯酚废水的基础。现已证明，用液膜处理这种废水是相当有效的。被分离的物质通过膜并在吸收相内，根据所选定的 pH 值发生化学变化，并形成在膜相内不溶的反应生成物(盐)。由于渗透物发生了化学变化，故能保持物质扩散传递的推动力。

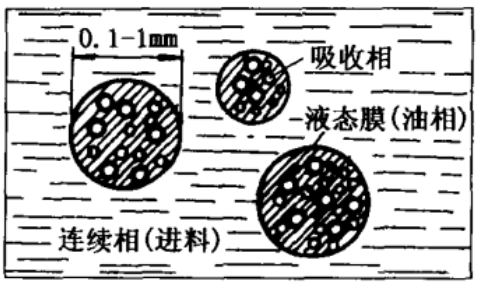


图 13－7　按多元乳化原理设计的液膜

13－2　膜的结构特性

评价一种膜的结构特性是否优良，除去它应当具有高渗透率和高选择性之外，还必须具备以下的一些特性：

①坚固性；

②温度稳定性；

③对化学和细菌侵蚀的耐受性；

④能够耐受净化和杀菌处理；

⑤低成本。

当然，这些要求有些是相互对立的，但在一个特定的场合，通常并不需要同时满足这些要求。表 13－2 列举了一些常用的膜的制造材料，其中醋酸纤维素膜和聚酰胺膜在反渗透和超滤中的应用极为广泛。

表 13－2　膜的制作材料

改性天然物
醋酸纤维素(2－乙酸纤维素,2,5－乙酸纤维素,3－乙酸纤维素),丙酮－丁酸纤维素,再生纤维素,硝酸纤维素
合成产物
聚胺(聚芳香胺,共聚胺,聚胺肼),聚苯并咪唑,聚砜,乙烯基聚合物,聚脲,聚呋喃,聚碳酸酯,聚乙烯,聚丙烯
特殊材料
聚电解络合物,多孔玻璃,氧化石墨,ZrO_2－聚丙烯酸,ZrO_2－碳,油类

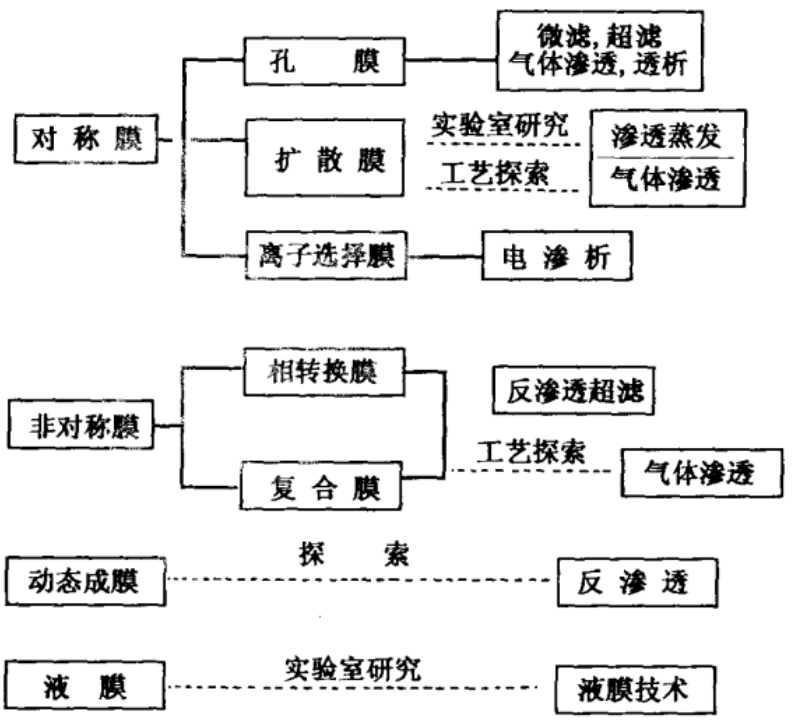


图 13－8　膜结构的分类

膜结构的范围非常宽广，图 13－8 给出膜结构分类的大致情况。下面特别需要介绍一下非对称膜，正是由于诺埃勃(Loeb)对非对称膜的发展才导致膜分离方法，特别是反渗透和超滤的迅速

发展。

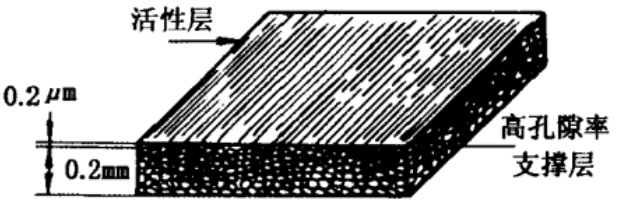


图 13－9　一种非对称膜结构

通常，非对称膜(图 13－9)大多具有一个很薄、但比较致密的分离层。它对物质传递和选择性起决定性作用，该层必须朝向待浓缩的原溶液。该层下面的高孔隙率支撑层使膜具有必要的机械强度，并能通过附加纤维网使其强度得到进一步改善。

非对称膜结构可通过特殊沉淀过程由聚合物溶液制成，故又称相转换膜。例如，将富含聚合物的浇铸液进行缓慢沉淀，便可形成一种具有海绵状结构的非对称膜，即反渗透膜(图 13－10)。再如，将聚合物浓度低的浇铸液进行快速凝胶处理，也可形成一种具有指状结构的超滤膜(图 13－11)。

表 13－3　膜特性的影响因素

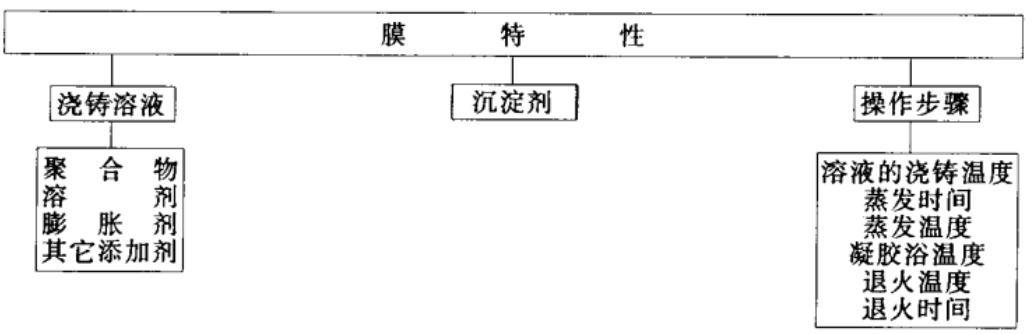


表 13－3 和表 13－4 分别给出了膜特性的最重要的影响因素以及三种典型的醋酸纤维素膜和聚酰胺膜的配方。

虽然目前按相转换过程制造的非对称膜仍占有较大优势，但绝不应该忽视复合膜正在飞速发展。此时，非对称结构是通过将超薄聚合物膜叠加到机械性能比较稳定的多孔支撑材料上制作成功的。可见，复合膜是相转换膜进一步发展的必然结果，因为分离层和支撑层可以通过不同的、最适合其功能的材料制成。

表 13－4　醋酸纤维素膜和聚酰胺膜的配方

醋酸纤维素膜		
Loeb 和 Sourirajan US－Pat.3133132.12.5.1964		
浇铸溶液	醋酸纤维素	22.2%
	丙酮	66.7%
	水	10.0%
	$Mg(ClO_4)_2$	1.1%
沉淀剂	水	
操作步骤	浇铸温度	－7.5～－16℃
	蒸发温度	－7.5～－16℃
	蒸发时间	3 分钟
	凝胶浴温度	1～5℃
	退火温度	77～83℃
	退火时间	5min
醋酸纤维素膜		
Manjikian US－Pat.3483282.9.12.1969		
浇铸溶液	醋酸纤维素	25%
	丙酮	45%
	甲酰胺	30%
沉淀剂	水	
操作步骤	浇铸温度	20℃
	凝胶浴温度	1℃
	退火温度	78℃
	退火时间	10min
聚芳香胺膜		
浇铸溶液	Nomex	17%
	二甲基乙酰胺	79%
	氯化锂	4%
沉淀剂	水、甘油	
操作步骤	浇铸温度	20℃
	蒸发	真空干燥箱内处理 15 分钟
	退火	用 95%甲酸处理 3 分钟来代替退火

例如，80 年代初在德国制成的一种复合膜就已成功地应用于单级海水脱盐(原料水中盐的总含量为～41000mg/L，而产品中总含量减为～500mg/L)，其分离层是厚度只有 300 埃的聚氯乙

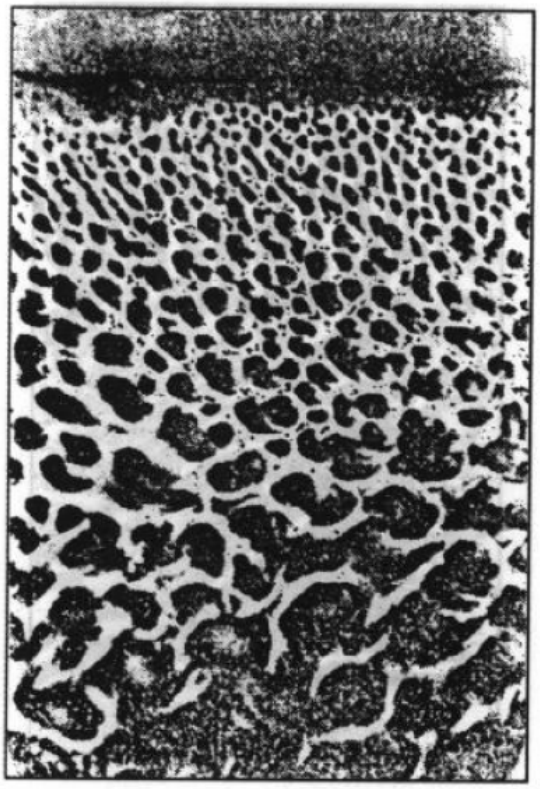


图 13－10　具有海绵状结构
的非对称膜

烯，其支撑材料为聚砜。

所谓对称膜，即指结构的方向性并不重要的膜；它可以比较经济地用于透析，并能在一定条件下应用于超滤。

作为对称膜的多孔膜，按制造方法的不同，它们或者具有不规则的孔结构(孔的大小可从 50 至 1000Å，见图 13－12)，或者所有的孔均具有确定的直径。

属于对称膜的还有微孔玻璃膜，其化学及热稳定性较好，并且对微生物的作用不敏感。当其内表面经化学改性(覆盖聚合物)后，多孔玻璃膜可作为具有优良阻盐能力的反渗透膜使用。

此外，电渗析所需要的离子选择膜也具有对称结构。该膜依过程条件的不同，可区分为允许阴离子通过的和允许阳离子通过

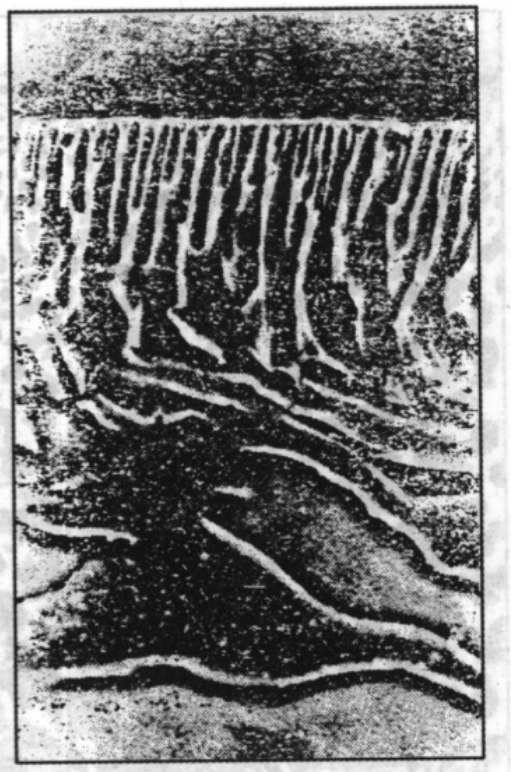


图 13－11　具有指状结构的
非对称膜

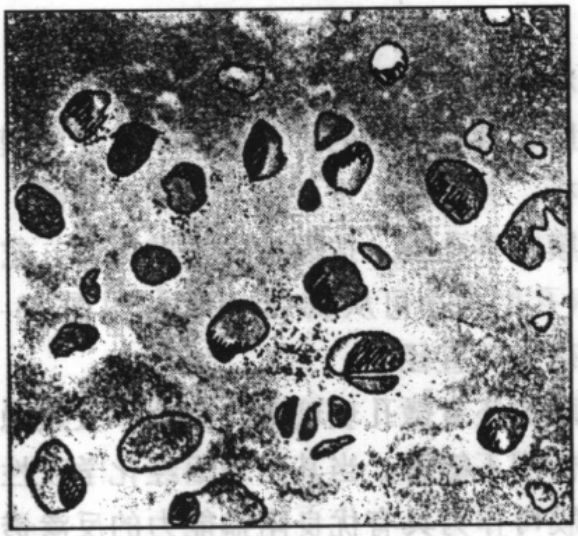


图 13－12　不规则的多孔聚合物膜

的膜。例如图 13－13 所示的非均相离子交换膜就是一个典型例子，图示还形象地说明了物质传递机理。

由图可知，固定的离子将邻近液相中的同号离子推开，而带有相反电荷的离子则在外加电场作用下通过膜。膜的选择性取决于固定离子的浓度。通常，离子交换树脂以微小颗粒形式($d = 1\mu m$)嵌进用聚苯乙烯或聚丙烯作成的支撑材料之中。经特殊处理后，将会在支撑材料中造成离子传递所必需的微隙。一般，在这种膜中离子交换树脂所占含量(体积)约为 50%～75%。

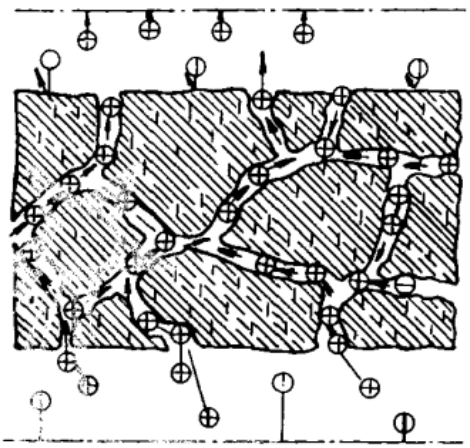


图 13－13　非均相离子交换膜及其传递机理

13－3　典型的膜分离设备

鉴于膜的构型和分离过程的不同特点，膜分离设备也有多种类型，但其主要类型可归为以下 4 种。

(1)板框式装置

在大小相同的片状膜组间，相间地插入一组隔板使之形成两股矩形液流通道(图 13－14)。由于膜组可置于均匀电场中，故此种结构很适用于电渗析器。同样，这种结构也可应用于膜两侧流体静压差较小的超过滤和渗析。

(2)管式模组件

这种装置的结构类似于管壳式换热器，采用管状膜并以多孔管支撑于膜的外侧或内侧，分内压式和外压式，管的直径一般在 12～24mm 之间(图 13－15)。内压式的膜面容易冲洗，一般用于微过滤和超滤。

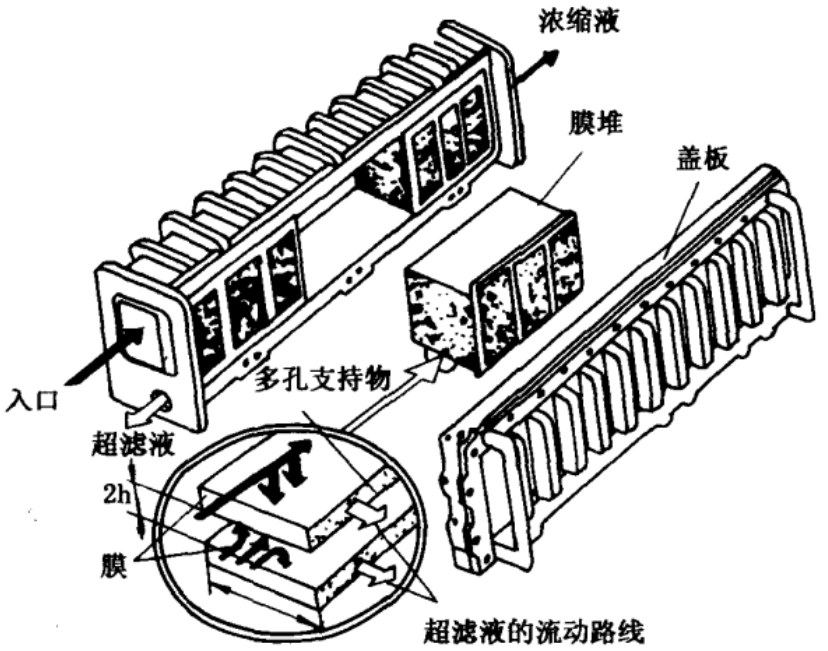


图 13－14　板框式模组件

(3)中空纤维式装置

这种装置无需支撑就能承受较高的压差，在现有的膜分离设备中，它的单位设备体积内容纳的膜面积最大(图 13－16)。中空纤维直径一般在 0.1～1mm 范围，并列在一起达数百万根，纤维端部用环氧树脂密封构成管板，然后封装在压力容器中。由于纤细的纤维能够承受住较高压力，故它很适合于反渗透和气体的渗透分离。

(4)毛细管模组件

毛细管模组件可与列管式换热器类比:纤维平行排列，其两端均与一块端板粘合。与管式模组件相比，毛细管模组件具有很高填充密度，但因多数场合均为层流，故物质交换性能不理想。

毛细管模组件与中空纤维模件的特性对比如表 13－5 所示。

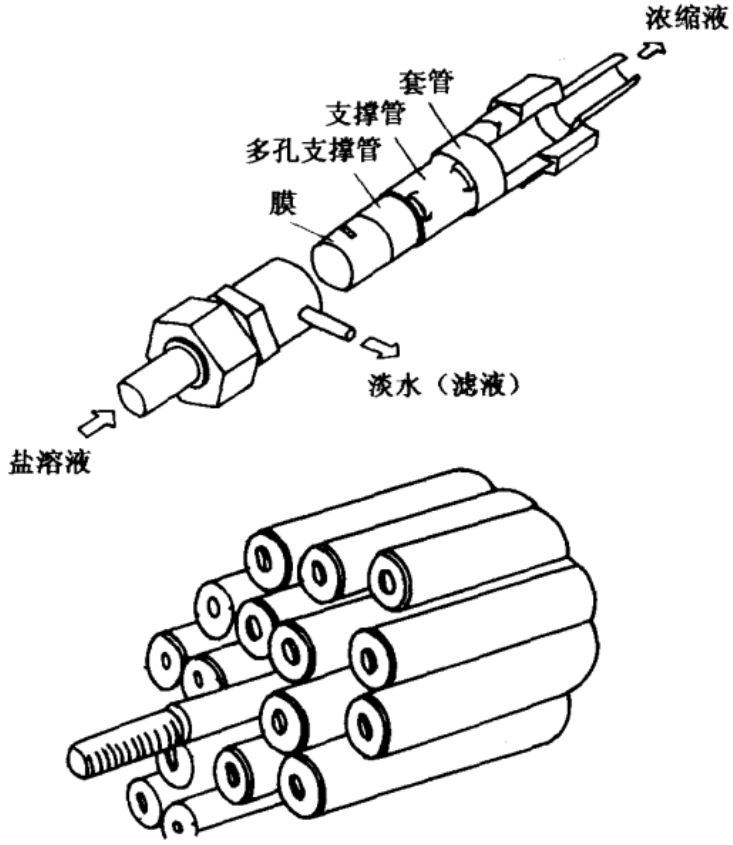


图 13－15　管式模组件

表 13－5　由耐压膜软管制成的模组件结构

	中空纤维模件	毛细管模件
活性分离层	在　外	在　内
原溶液的流动	在外环流	在内穿流
尺　寸		
内　径	~ 40 μm	250 ~ 1500 μm
外　径	~ 80 μm	400 ~ 2500 μm
填充密度	10000 m^2/m^3	1000 m^2/m^3
允许操作压力	100 bar	10 bar
应　用	反渗透	超　滤

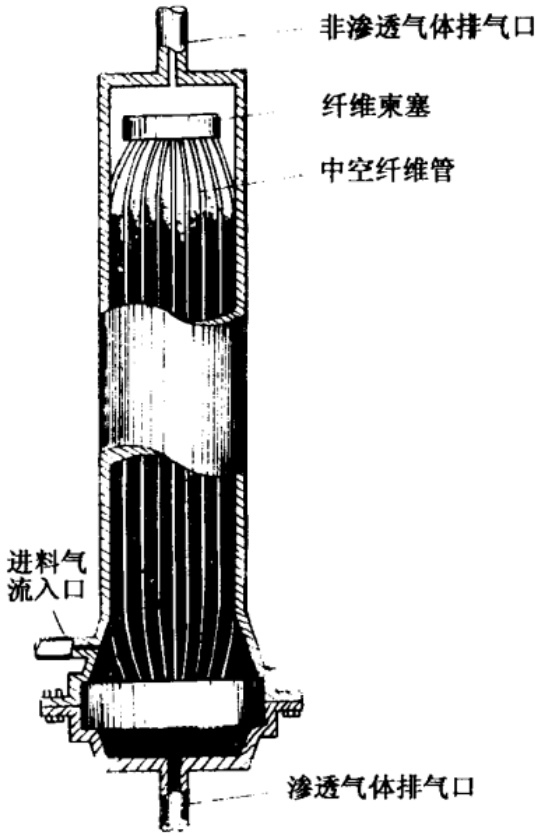


图 13－16　中空纤维装置

(5)卷绕式(螺卷式)模组件

将多孔隔板(供渗透液流动的空间)夹在两张膜之间，使它们的三条边粘着密合，开口边与用作渗透液引出管的多孔中心管接合。然后再在上面加一张作料液流动通道用的多孔隔板，并一起绕中心管卷成螺卷式元件，如图 13－17 所示。料液通道与中心管接合边及螺卷外端边封死。多个螺卷元件装入耐压筒中，便可构成单元装置。操作时料液沿轴向流动，可渗透物将透过膜而进入渗透液空间，并沿螺旋通道流向中心管被引出。该设备适用于反渗透和气体渗透分离，但不能处理含微细颗粒的流体。

(6)中空纤维模件的处理能力

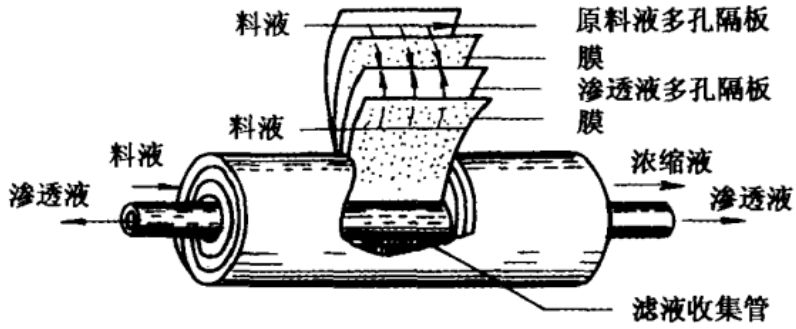


图 13－17　卷绕式模组件

作为纤维模件的一种典型代表，选取中空纤维模件进行讨论，这里只讨论径向流动模型。

决定空心纤维模件处理能力的是纤维束中每一根空心纤维的处理能力。由于纤维中透过液流动的径向速度和内径均比较小，因此在流区内的任何地方都可以采用本书第二章介绍的 Hagen－Poiseuille 定律来描述。

于是对图 13－18 所示的空心纤维模件中任意位置 x 处(图 13－19)，滤液(下标均用"3")压力降可表达为

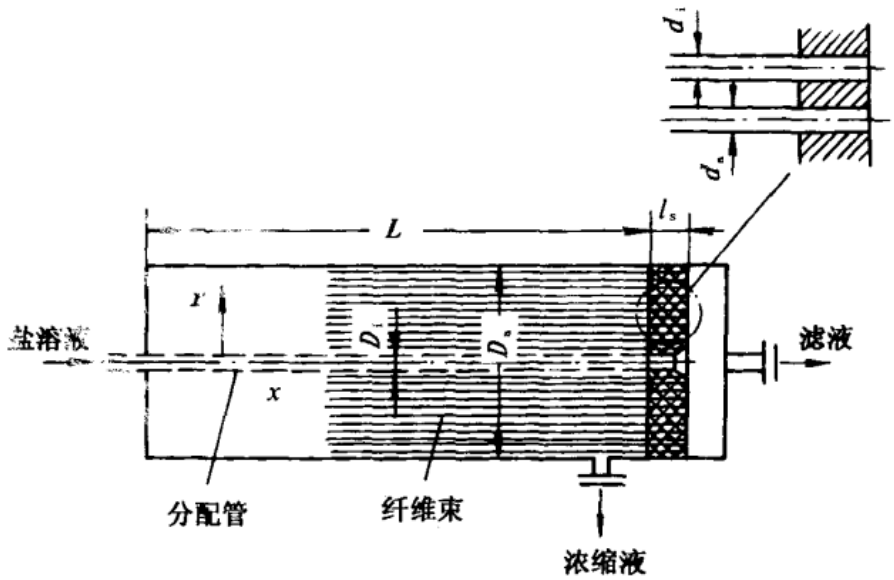


图 13－18　中空纤维模件计算简图

$$\frac{dp_3}{dx} = -\frac{64}{Re}\left(\frac{1}{d_i}\right)\frac{\rho}{Z}\bar{v}_{x3}^{2} = -\frac{32\mu}{d_i^2}\bar{v}_{x3}(x) \qquad (13-3)$$

式中 V_w 为溶剂的流率，C_3 为滤液浓度，p_1（r）、$C_1 = C_1$（r）和 $v_1 = v_1$（r）分别为原溶液之压力、浓度和速度，μ 为动力粘度，Z 称为循环因子；d_i 和 d_a 分别为空心纤维的内外径。

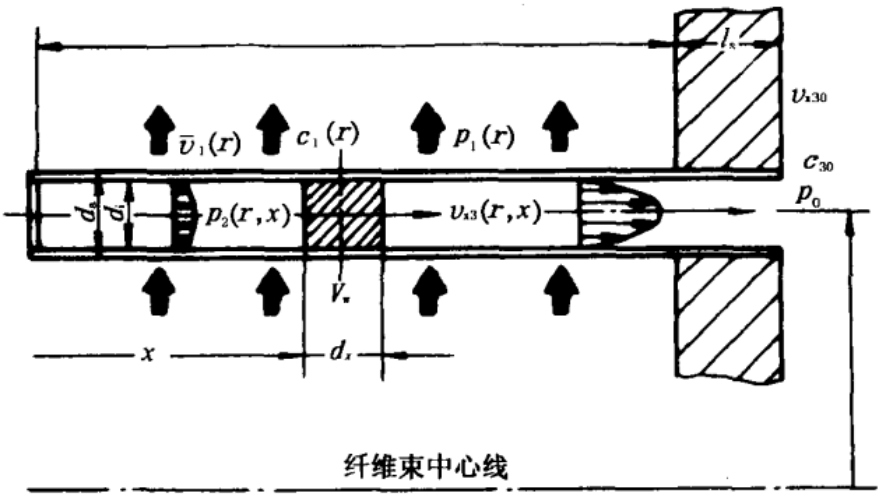


图 13－19 一根空心纤维中的流动

而滤液平均速度的变化则可写成：

$$\frac{d\bar{v}_{x3}}{dx} = 4\frac{d_a}{d_i^2}V_w \qquad (13-4)$$

式中 V_w 为滤液流率。

本问题的边界条件是：

$$x = 0 \text{ 时} \quad \frac{dp_3}{dx} = 0 \quad \text{和 } x = L \text{ 时} \quad p_3 = p_{3L}$$

于是当滤液流率曲线 V_w（x）已知的情况下，即可求出每根纤维的总滤液流量

$$Q_f = \int_0^L V_w(x)\pi d_a dx = \frac{\pi}{4}d_i^2\bar{v}_{x30} \qquad (13-5)$$

从而可进一步获得空心纤维的处理能力(图 13－20)、纤维中的浓度变化(图 13－21)以及纤维直径 d_i 对单位体积纤维束中透过

流量的影响(图13－22)。

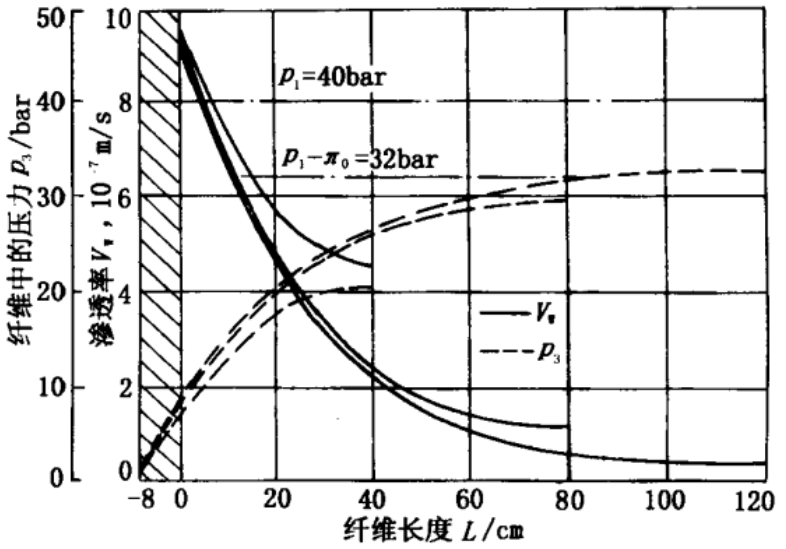


图 13－20　空心纤维的处理能力

以上计算及图线表明，应当尽可能在经济性前提下把中空纤维模件做得短些，而且只有在忽略原溶液浓度的改变和外部空间压力降变化的情况下，在单根纤维的“处理能力” Q_f 和纤维束的“处理能力” Q（或称膜装置生产能力)之间才会有一个简单的关系。

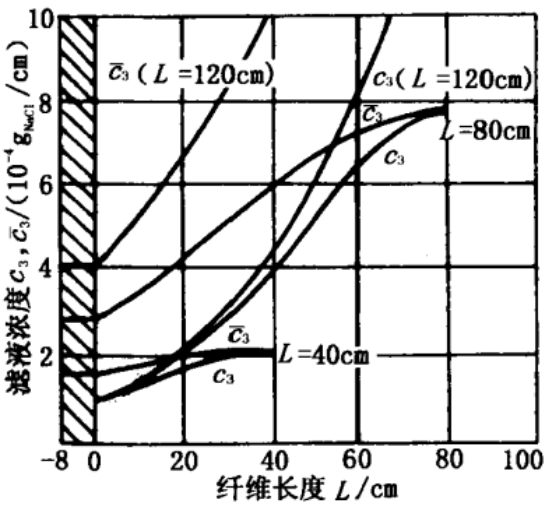


图 13－21　空心纤维中的浓度变化

当溶液流过纤维束时，溶剂越来越少，与此同时所施加的压力也就逐渐降低。如果按图13－23所示，将纤维束视为有流出口的连续流体来处理，那么就易于将这些变化作定量描述：

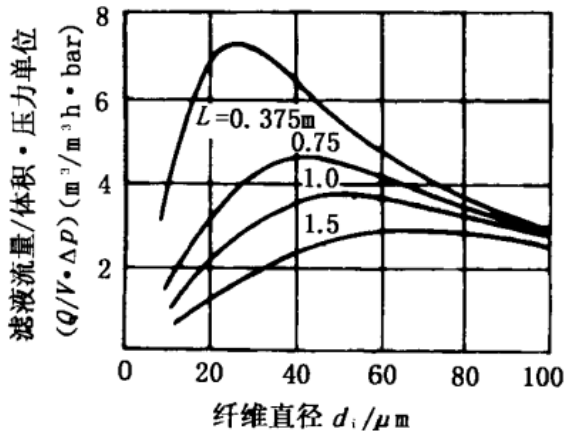


图 13－22　纤维直径对单位体积
纤维束中透过流量的影响

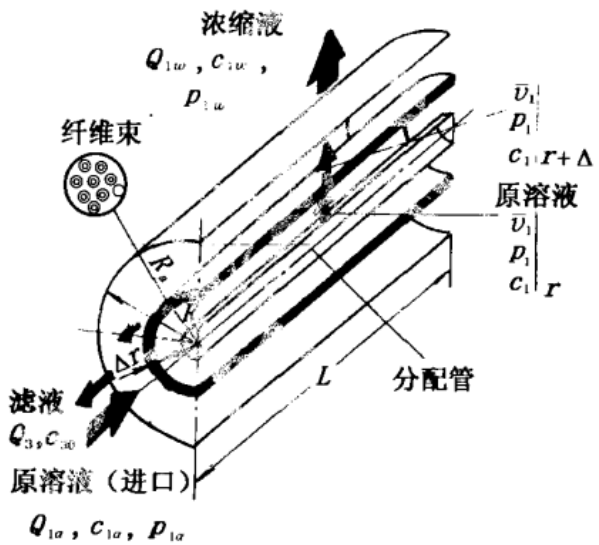


图 13－23　纤维束中的平衡区域

① 质量平衡方程(ρ_L = 常量)：

$$\frac{d}{dr}\left(\frac{Q}{2\pi}\right) = -\frac{rn_fQ_f}{L} \tag{13-6}$$

式中　n_f——单位面积中的纤维数。

② 组分平衡方程：

$$\frac{d}{dr}\left(\frac{Q_{c1}}{2\pi}\right) = -\frac{n_f Q_f C_{30} r}{L} \qquad (13-7)$$

式中 Q_{c1}为原溶液流率；C_{30}为滤液浓度。

③ 能量平衡方程：

$$\frac{dp_1(r)}{dr} = -K_0 \eta F_v^2 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \bar{v}(r) \qquad (13-8)$$

式中 F_v 表示单位体积中的膜面积；ε 为纤维孔隙率；K_0 是一个与纤维取向有关的比例因子，一般由实测确定。

以上这些有因次的方程式肯定能够对各种类型的模件给出初步计算结果，不过对于与标准流动形式不同的模件类型，则仍需作进一步的研究工作。

13－4 错流微滤膜分离

一般认为，传统的膜分离机理是：过滤开始时，多半由于膜的筛滤作用，即有固体颗粒沉积在膜的表面，当这层初始滤饼出现于膜上，过滤过程逐即转到初始滤饼本身进行，此后膜只起支承作用，如图 13－24 所示。在传统的膜过滤装置中，滤饼不受搅动，固体颗粒连同悬浮液都以垂直方向趋向于膜，这样的过滤所需时间长，而且随着滤饼增厚，膜阻塞增大，过滤速率逐渐下降，故生产能力较低。

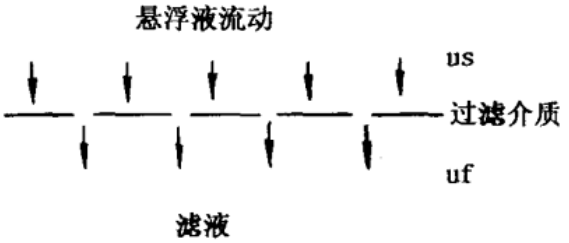


图 13－24 传统膜分离原理

所谓动态过滤，是为了提高过滤速率，以机械的或水力学的以及电学、声学的人为干扰限制滤饼增长，从而达到较大的生产能力。具体说来，有错流、电场、超声波场等促进方式。

错流过滤(Crossflow filtration)，其应用较为普遍。在这种方法中，悬浮液平行于过滤介质作高速流动，如图 13－25 所示。操

作中料浆的流动紧靠过滤介质，从而不断地除去介质表面形成的部分或全部滤饼，并将落下的滤渣和剩余的料浆混和。根据如何实现流体和过滤介质间的相对速度，有两种基本的错流过滤方法:在静止的容器中利用旋转件(这个旋转件可能带过滤介质,也可能不带)，或者通过泵使料浆平行流过过滤介质。错流过滤的优点在于，由于过滤介质上的颗粒沉积量小，因此颗粒大小对操作性能不再具有强大影响，从而可获得高的过滤速率，另外在产品中可不使用化学添加剂或助滤剂。

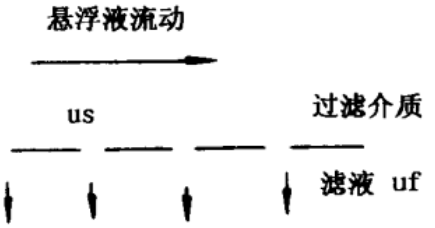


图 13－25　错流膜分离原理

运用电场来限制滤饼增长是一种比较先进的方法，装置如图 13－26 所示。电场是由置于膜两侧的两个电极产生。该方法基本原理是：由于悬浮液中粒子带电，在加入电场后，带电的粒子必然向带异种电荷的电极移动，这种移动也就是通常所说的电泳现象，与此同时，还会有电渗透作用。这样，当电场的大小、方向合理时，悬浮液的粒子就不会在过滤介质表面形成滤饼，从而保证了较高的过滤速率。粒子运动速度通常与粒子表面电荷的大小及粒子尺寸、悬浮液流速以及采用的电场强度有关。

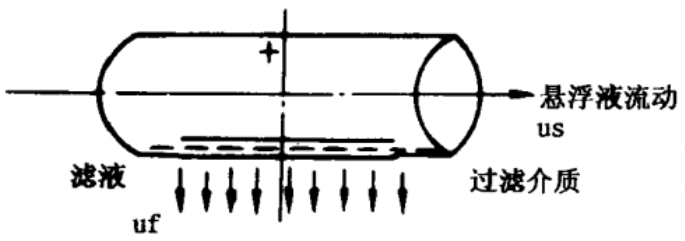


图 13－26　电场下膜分离原理

关于电场对错流过滤的影响，国内外学者曾作过一系列成功的实验，其结果与理论分析比较吻合。实验中所采用的部分粒子的特性参数列于表 13－6。

表 13－6　部分粒子的特性参数

	锐钛矿	方解石	白瓷土
粒子尺寸	0.5μm	3.8μm	2μm
粒子形状	四方形	长斜方体	片晶
Zeta 电势	－40mV，pH＝6.6	－29mV，pH＝10.5	－30mV，pH＝6.2
等电势 pH	5.8	9.4	3.0

对于锐钛矿悬浮液，在垂直流过滤中的电场作用如图 13－27 所示，可提高滤流量 2～3 倍。图 13－28 所表示的是直流电场对横向流膜分离的影响。对象仍为锐钛矿悬浮液。结合图线，可以看到电场作用下的错流膜分离有如下优点：电场可有效地阻止滤饼形成，显著地提高过滤流量，图 13－28 中可以发现在 3000

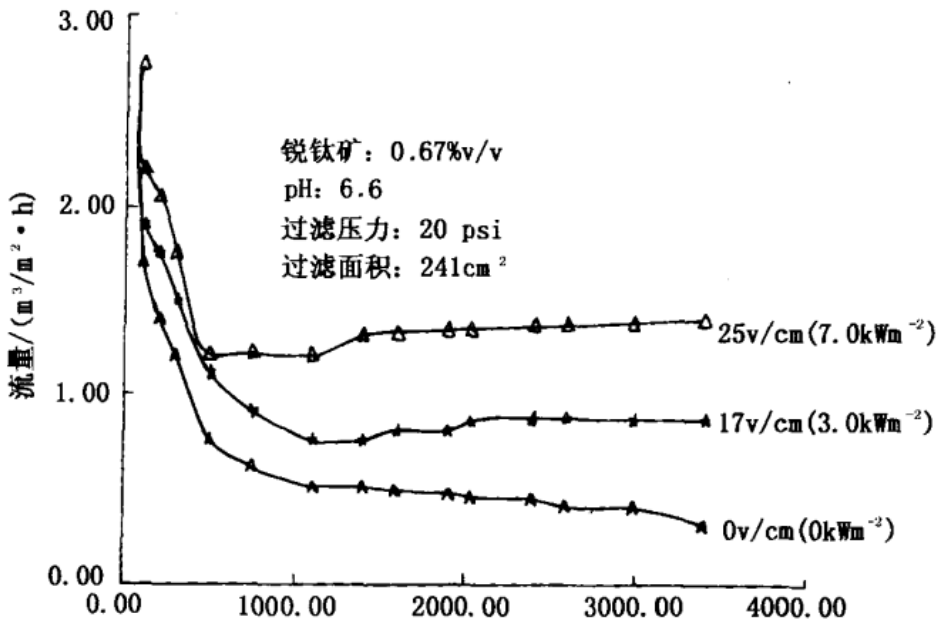


图 13－27　在垂直流膜分离中的电场作用

秒过滤后，过滤流量增加了 20 倍。恒定场和脉动场都可以减小膜阻塞现象，由于恒定场比相同幅值的脉冲场给予过滤的能量要多，所以它的效果要好得多。对于都是恒定场情况，则是在一定

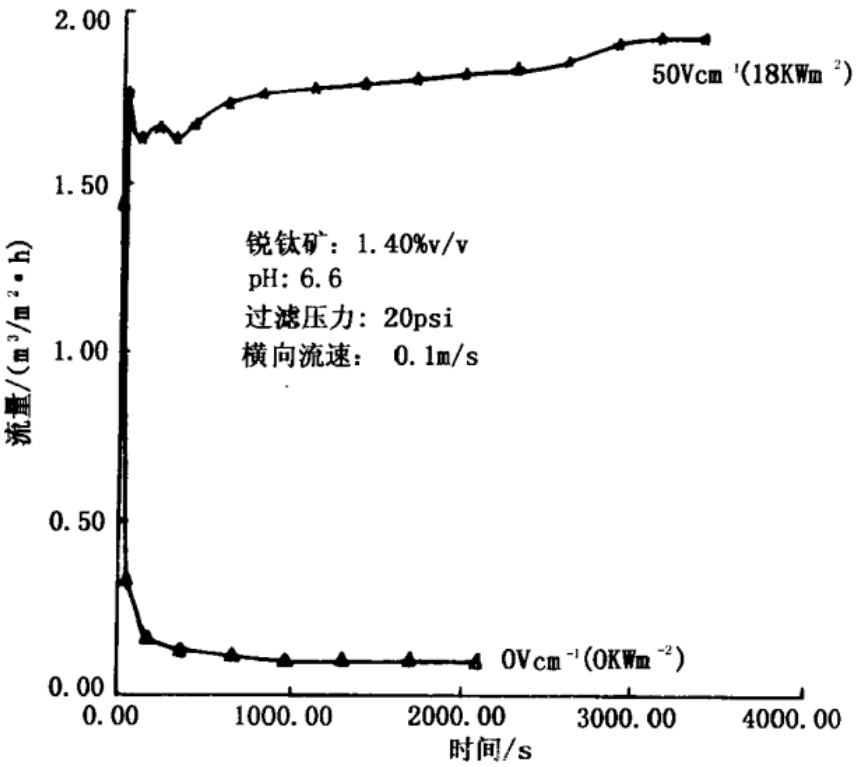


图 13－28　直流电场对错流过滤的影响

限度内场强越大，过滤流量也就越大。电场所消耗的能量比起泵上所消耗的能量要小得多，而且加入电场后，只需很小的错流速率($0.1ms^{-1}$)即可获得以前未加电场单凭横向流作用($2.3ms^{-1}$)时的过滤效果。两个速率在大小上相差一个数量级(见表 13－7)。这样就可以减小泵上能耗，在工艺流程中输入较少的热功，同时也可对一些对剪切敏感的物质进行操作，这些无疑具有极大的工程应用价值。

通常，升高电场梯度会使膜阻塞减小。在粒子的迁移速度与通过过滤介质的线性渗透速度两者大小相等、方向相反时会存在一个理论场强，这个场强称为“临界电压”，在此电压或高于此电压，可能不会形成滤饼和不会有粒子沉降，本应沉降的粒子会残留在悬浮液中。实验中还发现：场强过大时，反而有过滤流量减小的现象。

表 13－7　电场与泵的功耗比较

压力/(kPa)	横向流速度/(ms^{-1})	电场梯度/Vmm^{-1}	功耗		
			应用场/(kwm^{-2})	泵/(kwm^{-2})	总功/(kwm^{-2})
241	2.3	0	0	47.4	47.4
241	2.3	5	6.9	47.4	54.3
241	0.1	0	0	2.1	2.1
241	0.1	5	7.0	2.1	9.1

Wakeman 从超声波的某些特性，如低频超声波对传播介质产生影响而有清洁作用，因而得到启发：膜过滤是否也能起积极的作用，并试图从气浊、流体的快速运动以及微流作用诸方面解释其机理。笔者曾利用一个超声波发生器，将其触角伸入悬浮液，作了许多相关实验并得到了一组如图 13－29 和图 13－30 所示的曲线。从曲线可以看出：超声波的作用相对于电场来说似乎要小得多。此外，还做了超声波和电场联合作用的实验，结果比单独用电场稍好。推测这种超益互助的机理，大概是由于超声波使得在膜和粒子表面缝隙里出现气态微泡并使之逐渐长大直至破裂的缘故。微泡的振荡和破裂将动摇堵塞微孔的粒子，使其移动位置，然后在电场作用下这些粒子又重新返回悬浮液中。

综上可知，电场在膜分离中能有效地阻止滤饼增长，并能显著减少能耗，因而有着广阔的应用前景。至于超声波场在该领域的应用，则还需作进一步的努力，更深入地探索其机理，以期发现最佳分离现象。只有这样，才能有效地解决当前膜装置中所存在的过滤效率不稳定的普遍问题，从而为发展我国膜分离技术作出新的贡献。

13－5　膜污染的机理及防止措施

为提高微滤速率，目前已广泛采用错流膜滤，其膜孔径一般

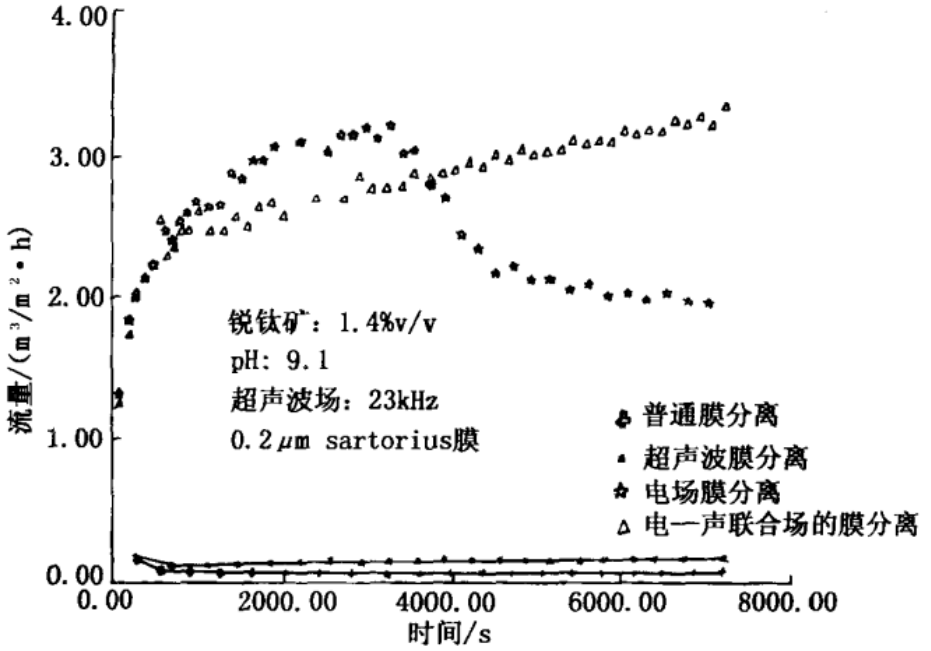


图 13－29　电、声场及联合场对膜分离的影响(锐钛矿悬浮液)

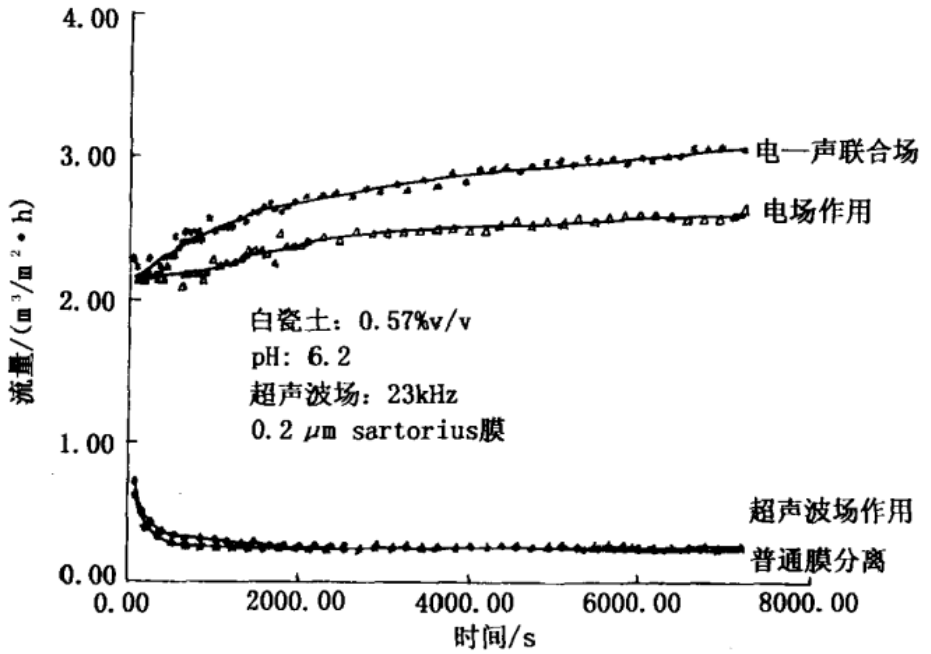


图 13－30　电、声场及联合场对膜分离的影响(白瓷土悬浮液)

在 0.1～1.0μm 范围。这些膜可截留酵母菌细胞和其他悬浮物，而可溶性蛋白质、碳水化合物等均可通过。不过，在大多数实验

中都可观察到在很短时间内膜滤速率会急剧下降，从而使分离过程很难实现。造成这一现象的主要原因是膜的污染，它限制了膜分离装置的工业推广。本节重点介绍错流微滤中膜污染的机理及防止措施。

微滤中膜的作用受污染层的影响很大，它最终可能完全堵塞膜表面，从而会使膜滤速率降为零。国外一些研究机构最近采用牛血清蛋白作为污染分子作了一系列关于膜污染的成功实验，并得出如下结论：系统流体力将影响牛血清蛋白在膜表面的沉积速度，而这一沉积过程可认为始于浓度极化的溶液的汇集，此时浓度很高的分子就会逐步吸附到膜表面。

Jonsson 等人的实验证明，孔堵塞的类型对微滤膜来说至关重要。Wenten 用发酵液作为污染剂的实验也证明了这一结论。当膜上有静止流体时，膜的渗透性下降很小，而当膜上有流体流过时其渗透性的下降就很大。这一现象可能与蛋白质分子在孔的入口处由于剪切力存在而造成的变性有关。一旦这种变性发生，微滤膜就截流蛋白质分子，从而使蛋白质和不溶性材料，例如酵母菌的分离失效。此时膜的作用就更像超滤膜，可用电子显微镜观察到膜表面有一薄层浆状的蛋白质。

提高微滤速率亦即膜污染的防治，通常可采用两种措施。第一种方法是，使用很大的错流速度(2～6m/s)，并联合或单独使用反冲洗技术，即使过滤方向呈周期性反转。但是，高流速往往带来能量的耗损及在膜上产生很大的压力降；反冲洗也会减少有效操作时间及损失滤液。

第二种方法称为“反振荡”(Backshock)，它是一种频率高、时间短的反冲洗新技术。它与反向非对称膜(reverse asymmetric membrane)联合使用，可使膜分离过程能在很低的错流速和渗透压力下维持非常稳定的膜滤速率。这一点可在发酵液的净化实验中得到验证。

发酵液的净化，通常添加硅藻土作为助滤剂来实现分离。但

由于使用硅藻土会带来环境污染问题，故急需一种更好、更纯的分离过程。普通错流微滤虽有很强的可行性，但因膜污染问题常使其滤率降得很低而丧失经济效益。若采用“反振荡”技术则可克服这一缺陷。

由于污染层通常是在最初几秒内沉积的，并且流道和孔进口处的剪切力对蛋白质的变性和在膜上的吸附有很大作用，故可在透过侧施加压力脉冲从而对膜表面进行水力清洗，其有效反冲洗时间小于0.1秒。因其反冲洗时间极短，故可忽略滤液损失。

图13－16所示中空纤维膜也可应用于错流微滤，其外部作成孔径约为0.6μm的薄层，内表面制成孔径为20μm的开放结构(即反向非对称膜)。若不施加任何反振荡，膜滤速率就很低，而一旦采用高频的反振荡即可防止膜孔堵塞，从而使膜滤速率维持在一稳定水平。大的孔径不仅降低了孔入口处的剪切力，而且还会降低蛋白质变性的趋势。由于所使用的错流速相对较低(<0.5m/s)，故膜表面的剪切力对膜污染已不再重要，于是，污染层就可能在膜孔内部由反振荡技术加以防止。

许多实验均表明，联合使用反振荡技术和反向非对称膜，可观察到大分子的通过率高达100%。这一现象可解释为：膜对大分子的阻滞作用可以被膜孔内大分子浓度的升高所抵消。综上所述，可得出如下结论：

① 膜表面的大孔可使颗粒平稳进入，并可防止蛋白质的变性和团聚；

② 错流速很低，从而较大地降低了剪切力、压力降和能量损失；

③ 膜孔内蛋白质浓度的升高，可使其全部透过；

④ 由外表面向内表面进行的反振荡，与反向非对称膜的联合使用可以获得高效的细胞去除率。

参 考 文 献

[1] Ives, K.J., Specifications for granular filter media, Effl. Wat. Trtmt. J, 15, 296 ~ 305(1975)

[2] Camp. T. R., Water and Its Impurities, Reinhold, New York(1962)

[3] Ives, K.J. The use of models in filter design, Effl. Wat. Treatm. J. 6(11), 552 ~ 555, (1966)

[4] Cleasby, J.L. Filtration in "Physicochemical Processes for Water Quality Control"(W.J. Weber, Ed.). Wiley – Interscience, New York, (1972)

[5] Ives, K.J. Mathematical models, in"The Scientific Basis of Filtration"(see[1])

[6] Allanson, J.T and Austin, E.P., Development of a continuous inclined bed sand filter. Filtr. Sep. 13, (2), 165, (1976)

[7] 石年勋. 化工装备技术. 1992, 13(2), 1.

[8] Larsson, H.F. and Hjelmer, U., Continuous filtrationa new adaptation of an old technique for water purificatiom. Kem. Tidskr. 91, (6), 26 ~ 31, (1979)

[9] Shimokubo, R.M., Continuous sand filtration: an innovative approach to rapid sand filtration. Filtr. Sep. 20, (5), 376 – 380, (1983)

[10] 吴赳赳, 王锡崑等编. 给水工程. 中国建筑工业出版社, 1990

[11] 王良均, 吴孟周等编. 石油化工企业用水及管理. 中国石化出版社, 1990

[12] 王振堃等著. 电渗析和反渗透. 上海科学技术出版社, 1980

[13] 丰田环吉著, 吴自迈译. 工业用水及其水质管理(修订版[日]). 中国建筑工业出版社, 1972

[14] 柳吉祥编. 旋转流分选的理论及应用. 煤炭工业出版社, 1985

[15] [英]L. Svarovsky 等著. 王梦剑等译, 固液分离, 原子能出版社, 1982.

[16] [苏]B.И.索柯罗夫著, 汪泰临等译. 离心分离理论及设备. 机械工业出版社, 1986

[17] Wenten, I.G., "Mechanisms and Control of Fouling in Crossflow Microfitration", Filtration & Separation, 1995, (3): 252 ~ 253.

[18] [德]R. 劳顿巴赫等著, 黄怡华等译. 膜分离方法. 化学工业出版社, 1991

[19] 余国琮, 孙启才, 朱企新主编. 化工机器. 天津大学出版社, 1988

[20] 唐立夫等编. 过滤机. 机械工业出版社, 1984

[21] A.E. Sheidegger, The Physics of Flow Through Porous Media, 3rd ed., Toronto Univ. Press, 1974

[22] Grace, H.P., Chem. Eng. Progr. 49, 303, 367(1953)

[23] Jahreis, Carl, "Role of Pumping Equipment in Liquid Filtration", Atlanta Meeting, A.I.Ch.E., 1960

[24] Tiller, F.M., A.I.Ch.E. Journal 4, 170(1958)

[25] Tiller, F. M., Chem. Eng. Progr. 49, 467(1953)
[26] Ibid., 51, 282(1955)
[27] Ives, K. J., "Mathematical models of deep bed filtration". In Ives, K. J. (Ed), The Scientific Basis of Filtration, Nordhoff, Leyden(1975)
[28] Svarovsky, L., Solid - Liquid Separation, 2nd ed., London press, 1981
[29] P. B. Linkson., "Pressure drop across fibrous filters", Chemical and process Engineering, 12, 68(1970)
[30] Chemie. Ing. Technik. 6(1974)
[31] Huang Zhong, Fan Deshun: BICT & SUT SYMP. ON SCI, 1987
[32] Fan Deshun, Wakeman R J, Huang Zhong: Chem. Eng. Res. Des, 1991, 69: 409 ~ 416
[33] Wilkesmann, H: Informations Chimie, (192/193), 161(1979)
[34] 黄钟，范德顺等. 过滤与分离，1993
[35] 黄钟，范德顺等. 流体工程，1986(7)：1
[36] В. Е. Минакер: Хитицеское и Нефтяное Мещино ст Роение, 3(1977)
[37] Jackson J F: Centrifugal strainer. UK Patent, 1493108. 1973 - 12 - 21
[38] Fan Deshun, Wakeman R J, Huang Zhong: Filtr. & Separ, 1992, 147 ~ 154
[39] 范德顺，黄钟，相健. 一种进动离心机. 中国专利，284083. 1993 - 07 - 17
[40] Filter. & Separ. 3/4(1982), 119 ~ 122
[41] Chemie. Ing. Technik. 12(1964)
[42] 严煦世. 水和废水技术研究. 中国建筑工业出版社，1992
[43] 刘凡清，李俊文，姚继贤. 工业水处理. 1991(3)：26 ~ 29
[44] 刘凡清，李俊文，姚继贤. 中国电力，1993(3)：51 ~ 75
[45] 刘凡清. 东北电力学院学报，1993(4)：49 ~ 50
[46] 王建军，刘凡清. 给水排水，1993(7)：43 ~ 45
[47] 刘凡清. 给水排水，1994(2)：51
[48] 刘凡清. 中国给水排水，1994
[49] 姚继贤，刘凡清，李俊文，许振达. 北卡罗莱那大学学报，1992
[50] 武哲，刘凡清，郗丽娟. 东北电子学院学报，1998(1)：58 ~ 62
[51] 许保久，安鼎年. 给水处理理论与设计. 中国建筑工业出版社，1992
[52] ПетровскийО. В., верБинВ. А.: ПРОМЫШЛЕННАЯЭнергемцка, 1984(8): 24 ~ 25
[53] В. Д. Токарев Н. Н. ХавскийиА. К. Хегай: ОПИСАНИЕИЗОБРЕТЕНИЯ, SU 1664362 Al, 1988 - 11 - 21
[54] Авторы Изобретения: ОПИСАНИЕИЗОБРЕТЕНИЯ, 567463, 1975 - 1 - 14
[55] Richard J. Wakeman: FILTERING APPARATUS AND METHOD, US Patent, 4776962,

1998 - 10 - 11
[56] UK Patent, 2101901A, 1983 - 1 - 26
[57] US Patent, 4219420, 1980 - 8 - 26
[58] 日本公开特许公报, 昭 58 - 30314
[59] 许保久. 当代给水和废水处理原理. 高等教育出版社, 1991
[60] (苏)Д. М. 明滋, С. А. 舒别尔特. 粒状材料水力学. 水力电子出版社, 1958
[61] (美)小沃尔特. J. 韦伯. 水质控制的物理化学方法. 中国建筑工业出版社, 1980
[62] (美)T. M. 凯纳兹. 水的物理化学处理. 清华大学出版社, 1982
[63] (苏)В. Н. 乌孛夫. 工业气体净化与除尘器过滤器. 黑龙江科学技术出版社, 1984
[64] 许京骐, 陈培康. 给水排水新技术. 中国建筑工业出版社, 1988
[65] 施燮钧. 火力发电厂水质净化. 水利电力出版社, 1993